



TUGAS AKHIR - TF 141581

**ANALISIS KINERJA SISTEM PENGENDALIAN
PADA *HEAT EXCHANGER* DAN *STEAM
CONDENSATE DRUM* UNTUK PROSES
PEMANASAN *CRUDE OIL***

AFTHON ILMAN HUDA ISYFI
NRP. 2411 100 125

Pembimbing
Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA.
Dr. Gunawan Nugroho, S.T., M.T.

JURUSAN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015



FINAL PROJECT - TF 141581

AN ANALYSIS OF CONTROL SYSTEM PERFORMANCE ON HEAT EXCHANGER AND STEAM CONDENSATE DRUM FOR HEATING PROCESS OF CRUDE OIL

AFTHON ILMAN HUDA ISYFI
NRP. 2411 100 125

Supervisor
Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA.
Dr. Gunawan Nugroho, S.T., M.T.

DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015

**ANALISIS KINERJA SISTEM PENGENDALIAN PADA
HEAT EXCHANGER DAN STEAM CONDENSATE DRUM
UNTUK PROSES PEMANASAN CRUDE OIL**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh:

**AFTHON ILMAN HUDA ISYFI
NRP. 2411 100 125**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA. (Pembimbing I)
2. Dr. Gunawan Nugroho, S.T., M.T. (Pembimbing II)
3. Dr. Ali Musyafa', M.Sc (Penguji I)
4. Dr. Ir. Purwadi Agus D, M.Sc (Penguji II)
5. AM. Hatta, ST, Msi. PhD (Penguji III)

**SURABAYA
JULI 2015**

**ANALISIS KINERJA SISTEM PENGENDALIAN PADA
HEAT EXCHANGER DAN STEAM CONDENSATE DRUM
UNTUK PROSES PEMANASAN CRUDE OIL**

TUGAS AKHIR

Oleh:

AFTHON ILMAN HUDA ISYFI
NRP. 2411100125

Surabaya, 27 Juli 2015
Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing I ,

Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA.
NIP. 19650309 199002 1 001

Pembimbing II ,

Dr. Gunawan Nugroho S.T., M.T.
NIP. 19771127 200212 1 002

Ketua Jurusan
Teknik Fisika FTI – ITS



Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA.
NIP. 19650309 199002 1 001

**AN ANALYSIS OF CONTROL SYSTEM
PERFORMANCE ON HEAT EXCHANGER AND
STEAM CONDENSATE DRUM FOR HEATING
PROCESS OF CRUDE OIL**

Name : Afthon Ilman Huda Isyfi
NRP : 2411 100 125
Department : Teknik Fisika FTI-ITS
Supervisor : Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA
Dr. Gunawan Nugroho, S.T., M.T.

Abstract

Heat Exchanger is an important facility in the petroleum industry that serves to keep the temperature of the fluid output in the form of crude oil production. Crude oil temperature greatly affect the efficiency of the separation of oil and water in the downstream and associated with the consumption of chemicals. The problems faced by the company is a pressure control valve (PCV) opened manually by the operator to the appropriate temperature set point of crude oil, as well as level-temperature cascade control does not work well because the crude oil can't reach the set point. So in this research, which represents the mathematical modeling of plant processes in the field using Ziegler-Nichols tuning method. In a study conducted simulation feedback control steam pressure and temperature cascade-level so that the needs of steam to heat the crude oil can be offset by the control system. Pressure feedback control system using a type PI control with a value of settling time 300 second, IAE 406.5 and maximum overshoot 0%. In the cascade control, condensate steam drum level control acts as a secondary loop with PI control mode settling time obtained at 314.59 second, IAE 132.1 and maximum overshoot 28.38%, and the main loop temperature control on the heat exchanger, with the best control mode is PI mode with a value of settling time 284.94 second, IAE 42.3 and maximum overshoot 1.42%.

Keywords: *Heat Exchanger, Steam Condensate Drum, Crude Oil, Cascade, Ziegler-Nichols*

ANALISIS KINERJA SISTEM PENGENDALIAN PADA HEAT EXCHANGER DAN STEAM CONDENSATE DRUM UNTUK PROSES PEMANASAN CRUDE OIL

Nama Mahasiswa : Afthon Ilman Huda Isyfi
NRP : 2411 100 125
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA
Dr. Gunawan Nugroho ST.MT

Abstrak

Heat Exchanger adalah fasilitas penting pada industri perminyakan yang berfungsi untuk menjaga temperatur keluaran fluida produksi yang berupa *crude oil*. Temperatur *crude oil* sangat berpengaruh terhadap efisiensi separasi minyak dan air di bagian hilir dan berkaitan dengan konsumsi bahan kimia. Permasalahan yang dihadapi perusahaan adalah *pressure control valve* (PCV) dibuka secara manual oleh operator agar temperatur *crude oil* sesuai *set point*, serta pengendalian *cascade level-temperatur* tidak bekerja dengan baik karena *crude oil* tidak dapat mencapai *set point*. Maka dalam penelitian ini dilakukan pemodelan matematis yang merepresentasikan *plant* proses di lapangan dengan menggunakan metode penalaan *Ziegler-Nichols*. Dalam penelitian dilakukan simulasi pengendalian umpan balik tekanan *steam* dan *cascade level-temperatur* sehingga kebutuhan *steam* untuk memanaskan *crude oil* dapat diimbangi oleh sistem pengendalian tersebut. Sistem pengendalian umpan balik tekanan menggunakan tipe kontrol PI dengan nilai *settling time* sebesar 300 detik, IAE sebesar 406,5 dan *maximum overshoot* sebesar 0%. Pada pengendalian *cascade*, pengendalian level *steam condensate drum* berperan sebagai loop sekunder dengan mode kontrol PI didapatkan *settling time* sebesar 314.59 detik, IAE sebesar 132.1 dan *maximum overshoot* sebesar 28.38 %, dan loop utama yaitu pengendalian temperatur pada *heat exchanger*, dengan mode kontrol yang paling baik adalah mode PI dengan nilai *settling time* sebesar 284,94 detik, IAE sebesar 42,3 dan *maximum overshoot* sebesar 1,42%.

Kata Kunci : *Heat Exchanger, Steam Condensate Drum, Crude Oil, Cascade, Ziegler-Nichols*

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT yang telah memberikan rahmat, hidayah, kefahaman kepada penulis untuk menyelesaikan laporan tugas akhir ini, tidak lupa shalawat serta salam, semoga tetap terucap kepada *uswatun hasanah* kita, nabi Muhammad SAW.

Laporan ini disusun untuk memenuhi persyaratan memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya. Berbekal kegigihan, doa, dan usaha, maka penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini dengan judul “Analisis Kinerja Sistem Pengendalian Pada *Heat Exchanger* dan *Steam Condensate Drum* Untuk Proses Pemanasan *Crude Oil*”

Begitu banyak pihak yang terlibat dan membantu penulis dalam menjalankan tugas akhir ini, maka untuk kesempatan kali ini izinkan penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA selaku ketua Jurusan Teknik Fisika, FTI – ITS
2. Dr. Ir Totok Soehartanto, DEA dan Dr. Gunawan Nugroho, ST, MT selaku dosen pembimbing tugas akhir yang telah membimbing dan memberikan banyak bantuan serta semangat untuk penulis
3. Ayah dan ibu tercinta, Bapak Imam Syafii dan Ibu Komsatun orang tua terbaik sepanjang masa dan tidak akan pernah terganti. Terima kasih banyak atas doa, semangat, dan perhatian selama ini
4. Bapak Haniawan, Wahyu Hidayat, Adi Wicaksono dan Heri selaku pembimbing dari perusahaan yang telah memberikan bimbingan dan fasilitas dalam pengerjaan tugas akhir saya
5. Totok Ruki Biyanto, ST, MT, Phd, Dr. Ir. Purwadi Agus Darwito, Msc, Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, MT, Ir Yaumar MT, Fitri Adi Iskandarianto, ST, MT, selaku dosen Rekayasa Instrumentasi, yang telah memberikan kritik

dan saran membangun kepada penulis serta memberikan fasilitas peralatan pada tugas akhir saya

6. Ir Yaumar MT selaku Kepala Laboratorium Instrumentasi dan Ka-sie Tugas Akhir Jurusan Teknik Fisika, FTI – ITS
7. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA selaku dosen wali penulis yang telah banyak memberi bantuan dan semangat
8. Bapak dan Ibu dosen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmunya sehingga penulis dapat menyelesaikan kuliah hingga tugas akhir ini
9. Adikku tersayang, Rani, yang juga telah memberi banyak semangat dan keceriaan
10. Ahmad Ulul Albab, Ahmad Kamil, Dwi Abdul Mufi, Ahmad Fauzi Rizal, sahabat yang telah banyak memberi semangat dan inspirasi selama pengerjaan tugas akhir ini, terima kasih banyak
11. Reza, Rinda, Bona, Siti, Isti, Ika N, Nur Ika, Beni, Az Zahroh, Rima dan member Laboratorium Rekayasa Fotonika lainnya yang selalu mendukung dan memotivasi.
12. Teman-teman angkatan 2010, 2011, 2012 2013 Teknik Fisika, keluarga Mahad Ukhuwah Islamiyah, Abdul Hakam, Fariz, Subki, Ilham, terima kasih semuanya
13. Dan semua pihak—pihak yang telah mendukung penulis baik secara moril atau materiil, terima kasih banyak, Allah yang akan membalas kebaikan kalian.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima dengan lapang dada. Semoga laporan ini dapat berguna bagi penulis dan pihak yang membacanya, amiin.

Surabaya, 27 Juli 2015

Penulis

DAFTAR ISI

	Halaman
Halaman Judul	i
Lembar Pengesahan	iii
Abstrak	v
<i>Abstract</i>	vi
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL	xvii
 BAB I – PENDAHULUAN	 1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Batasan Masalah	3
1.4 Tujuan dan Manfaat Penelitian	3
1.5 Sistematika Laporan	4
 BAB II – DASAR TEORI	 7
2.1 Sistem Pemanasan <i>Crude Oil</i>	7
2.1.1 <i>Heat Exchanger</i>	9
2.1.2 <i>Steam Condensate Drum</i>	13
2.2 Kesetimbangan Massa	14
2.3 Kesetimbangan Energi	14
2.4 Mode Kontrol	15
2.5 Perhitungan Parameter Kontrol dengan Metode <i>Ziegler-Nichols</i>	18
2.6 Sistem Pengendalian Umpan Balik	18
2.7 Sistem Pengendalian <i>Cascade</i>	19
2.8 Analisis Performansi Sistem Pengendalian	20
 BAB III – METODOLOGI PENELITIAN	 23
3.2 Pengambilan Data	24
3.3 Pemodelan <i>Transmitter</i> dan <i>Control Valve</i>	26

3.2.1 <i>Level Transmitter</i>	26
3.2.2 <i>Temperature Transmitter</i>	27
3.2.3 <i>Pressure Transmitter</i>	28
2.2.4 <i>Level Control Valve</i>	29
2.2.5 <i>Pressure Control Valve</i>	31
3.3 Penurunan Model Matematis <i>Heat Exchanger</i> dan <i>Steam Condensate Drum</i>	32
3.3.1 Pemodelan <i>Steam Condensate Drum</i>	32
3.3.1.1 Pemodelan Level <i>Steam Condensate Drum</i>	32
3.3.1.2 Pemodelan Laju Aliran Vapor Keluaran <i>Steam Condensate Drum</i> yang menuju <i>Heat Exchanger</i>	37
3.3.2 Pemodelan <i>Heat Exchanger</i>	38
3.3.2.1 Pemodelan Laju Aliran Massa yang Masuk <i>Heat Exchanger</i>	39
3.3.2.2 Pemodelan Laju Aliran Massa Keluaran Kondensat <i>Heat Exchanger</i>	39
3.3.3 Pemodelan Tekanan pada Pipa	41
3.4 Pengujian Sistem Pengendalian Menggunakan Penalaan Metode <i>Ziegler-Nichols</i>	
3.5 Simulasi Sistem Pengendalian Umpan Balik dan <i>Cascade</i> Level-Temperatur	42
3.5.1 Simulasi Sistem Pengendalian Umpan Balik Tekanan <i>Steam</i>	42
3.5.2 Simulasi Sistem Pengendalian Level <i>Steam</i> <i>Condensate Drum</i> dan Temperatur pada <i>Heat Exchanger</i>	43
3.5.3 Simulasi Penggabungan Pengendalian Umpan Balik Tekanan <i>Steam</i> dengan <i>Cascade</i> Level <i>Steam</i> <i>Condensate Drum</i> dan Temperatur pada <i>Heat</i> <i>Exchanger</i>	45
3.6 Analisa dan Penarikan Kesimpulan	46
3.7 Pembuatan Laporan Akhir	46

BAB IV – HASIL DAN PEMBAHASAN	47
4.1 Pengujian Komponen Instrumen	47
4.1.1 Pengujian <i>Level Transmitter</i>	47
4.1.2 Pengujian <i>Temperature Transmitter</i>	48
4.1.3 Pengujian <i>Pressure Transmitter</i>	50
4.1.4 Pengujian <i>Level Control Valve</i>	51
4.1.5 Pengujian <i>Pressure Control Valve</i>	53
4.2 Pengujian <i>Plant</i>	55
4.2.1 Pengujian <i>Steam Condensate Drum</i>	55
4.2.2 Pengujian <i>Heat Exchanger</i>	56
4.2.3 Pengujian Pemodelan Pipa	57
4.3 Analisa Ketidaktercapaian Temperatur Keluaran <i>Crude Oil</i> pada Sistem Pengendalian Umpan Balik dan <i>Cascade</i> level-temperatur yang ada di <i>plant</i>	58
4.4 Pengujian dan Penalaan Sistem Pengendalian Umpan Balik Tekanan <i>Steam</i>	60
4.5 Pengujian dan Penalaan Sistem Pengendalian <i>Cascade</i> Level Temperatur untuk Sistem Pemanasan <i>Crude Oil</i>	62
4.6 Pengujian <i>Tracking Set Point</i> Sistem Pengendalian Gabungan	66
4.7 Simulasi pada Sistem Gabungan dengan mengubah-ubah Parameter Laju aliran massa <i>Steam</i>	68
4.8 Simulasi pada Sistem Gabungan dengan mengubah-ubah Parameter Temperatur Masukan <i>Crude Oil</i>	70
BAB V – KESIMPULAN DAN SARAN	73
4.2 Kesimpulan	73
4.3 Saran	74
DAFTAR PUSTAKA	75
LAMPIRAN A	77
LAMPIRAN B	81
LAMPIRAN C	89
LAMPIRAN D	99
BIODATA PENULIS	103

Halaman ini memang dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	<i>Rumus Quarter Decay Tuning Zieglers-Nichols</i>	18
Tabel 3.1	Data-data yang diambil dari perusahaan untuk pemodelan matematis	24
Tabel 4.1	Rumus <i>Quarter Decay Tuning</i> pada pengendalian umpan balik tekanan <i>steam</i>	61
Tabel 4.2	Rumus <i>Quarter Decay Tuning</i> pada pengendalian level pada <i>steam condensate drum</i>	63
Tabel 4.3	Rumus <i>Quarter Decay Tuning</i> pada pengendalian <i>cascade</i> level-temperatur	65
Tabel 4.4	Hasil uji <i>tracking set point</i> sistem pengendalian tekanan	66
Tabel 4.5	Hasil uji <i>tracking set point</i> sistem pengendalian <i>cascade</i> level-temperatur	67
Tabel 4.6	Pengujian sistem dengan perubahan laju aliran massa <i>steam</i>	69
Tabel 4.7	Pengaruh perubahan temperatur masukan <i>crude oil</i> terhadap ketercapaian temperatur keluaran <i>crude oil</i>	70

Halaman ini memang dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	P&ID Sistem Pemanasan <i>crude oil</i>	8
Gambar 2.1	<i>Heat exchanger tipe shell and tube floating Head</i>	10
Gambar 2.3	<i>Steam condensate drum</i>	13
Gambar 2.4	Diagram blok sistem kontrol cascade	20
Gambar 2.5	Analisis karakteristik performansi sistem	21
Gambar 2.6	Penentuan nilai <i>Integral Absolut Error</i> (IAE)	22
Gambar 3.1	Diagram alir penelitian	23
Gambar 3.2	Proses pada <i>level transmitter</i>	26
Gambar 3.3	Proses pada <i>temperature transmitter</i>	27
Gambar 3.4	Proses pada <i>pressure transmitter</i>	28
Gambar 3.5	Proses pada <i>steam condensate drum</i>	33
Gambar 3.6	Proses pada <i>heat exchanger</i>	38
Gambar 3.7	<i>Control volume</i> pada pipa	41
Gambar 3.8	Diagram blok pengendalian umpan balik tekanan steam yang masuk <i>heat exchanger</i>	43
Gambar 3.9	Diagram blok sistem pengendalian umpan balik level pada <i>steam condensate drum</i>	44
Gambar 3. 10	Desain sistem pengendalian <i>cascade level</i> pada <i>steam condensate drum</i> dan temperatur pada <i>heat exchanger</i>	45
Gambar 3.11	Diagram blok penggabungan pengendalian umpan balik <i>steam</i> dan <i>cascade level-temperatur</i> pada <i>Heat Exchanger</i> dan <i>Steam Condensate Drum</i>	46
Gambar 4.1	Hasil pengujian <i>level transmitter</i> dengan sinyal <i>input</i> 0 ft	47
Gambar 4.2	Hasil pengujian <i>level transmitter</i> dengan sinyal <i>input</i> 5,38 ft	48
Gambar 4.3	Hasil pengujian <i>temperature transmitter</i> dengan sinyal <i>input</i> 0 °F	49
Gambar 4.4	Hasil pengujian <i>temperature transmitter</i> dengan sinyal <i>input</i> 400 °F	49

Gambar 4.5	Hasil pengujian <i>pressure transmitter</i> dengan Sinyal <i>input</i> 0 Psi	50
Gambar 4.6	Hasil pengujian <i>pressure transmitter</i> dengan Sinyal <i>input</i> 100 Psi	51
Gambar 4.7	Hasil pengujian <i>level control valve</i> dengan sinyal <i>input</i> 4 mA	52
Gambar 4.8	Hasil pengujian <i>level control valve</i> dengan sinyal <i>input</i> 20 mA	52
Gambar 4.9	Hasil pengujian <i>pressure control valve</i> dengan sinyal <i>input</i> 4 mA	54
Gambar 4.10	Hasil pengujian <i>pressure control valve</i> dengan sinyal <i>input</i> 20 mA	54
Gambar 4.11	Diagram blok uji <i>open loop steam condensate drum</i>	55
Gambar 4.12	Hasil pengujian <i>steam condensate drum</i> set point 5,38 ft	56
Gambar 4.13	Hasil pengujian proses <i>heat exchanger</i> sinyal masukan dengan <i>set point</i> 190 ⁰ F	57
Gambar 4.14	Diagram blok uji <i>open loop</i> pipa	57
Gambar 4.15	Hasil respon <i>open loop</i> pemodelan pipa	58
Gambar 4.16	Simulasi pengendalian <i>cascade</i> level-temperatur menggunakan parameter kontrol yang terdapat di <i>plant</i>	60
Gambar 4.17	Respon mode kontrol <i>proportional integral</i> (PI) pada sistem pengendalian tekanan <i>steam</i>	62
Gambar 4.18	Hasil penalaan <i>loop</i> sekunder sistem pengendalian level <i>steam condensate drum</i>	64
Gambar 4.19	Hasil Penalaan pengendalian <i>cascade</i> level-temperatur pada <i>heat exchanger</i> dan <i>steam condensate drum</i>	65
Gambar 4.20	Respon uji sistem dengan <i>tracking set point</i> pengendalian tekanan	67
Gambar 4.21	Respon uji sistem dengan <i>tracking set point cascade</i> level-temperatur	68
Gambar 4.22	Respon sistem dengan melakukan perubahan <i>input</i> laju aliran massa <i>steam</i>	70

Gambar 4.23 Respon uji sistem terhadap perubahan temperatur masukan *crude oil*

71

Halaman ini memang dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

Pada bab ini akan dibahas mengenai latar belakang dari topik tugas akhir yang diambil, permasalahan yang akan diselesaikan, batasan masalah, tujuan dan manfaat dari penelitian tugas akhir.

1.1 Latar Belakang

Heat exchanger merupakan salah satu unit operasi yang efisien untuk proses pertukaran panas dari satu medium ke medium lain pada temperatur yang berbeda. Medium tersebut dipisahkan oleh *solid wall* sehingga tidak akan bercampur atau berinteraksi secara langsung. *Heat exchanger* secara luas digunakan sebagai pemanas ruangan, sistem pendinginan, pengkondisian udara, pembangkit listrik, pabrik kimia, pabrik petrokimia, dan pemrosesan gas alam. Penerapan klasik *heat exchanger* yaitu pada pengolahan minyak bumi. Kilang minyak adalah fasilitas yang berfungsi untuk mengolah *crude oil* menjadi produk yang lebih berguna pada industri perminyakan seperti *gasoline*, bahan bakar diesel, aspal, minyak panas, *kerosen* dan *liquefied petroleum gas* (LPG). (Kundnane, 2015)

Pada industri perminyakan dan petrokimia secara umum menggunakan *heat exchanger* tipe *shell and tube* berdasarkan klasifikasi TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Assosiation*) untuk melakukan pertukaran panas antara dua fluida. Lebih dari 35-40 % dari *heat exchanger* yang digunakan adalah tipe *shell and tube* karena memiliki konstruksi geometri yang *robust*, mudah dalam perawatan, dan bisa di-*upgrade*. (Shah, 2008)

Heat exchanger secara umum digunakan pada pemanasan awal fluida produksi. *Heat exchanger* di *Central Gathering Station* (CGS) pada sebuah perusahaan minyak bumi di Indonesia adalah salah satu fasilitas penting yang berfungsi untuk menjaga temperatur keluaran fluida produksi yang berupa *crude oil*. Temperatur *crude oil* sangat berpengaruh terhadap efisiensi separasi *crude oil* dan air di bagian hilir dan berkaitan dengan konsumsi bahan kimia. Temperatur yang terlalu rendah akan

menambah biaya operasi karena penggunaan bahan kimia yang tidak efisien, namun jika temperatur terlalu tinggi atau peningkatan temperatur yang cepat, akan mendidihkan fluida dan menimbulkan potensi terangkutnya oil ke vapor line / vent line saat mengalami proses pemisahan pada *degassing boot*. Kegagalan kontrol temperatur *heat exchanger* di gathering station berpotensi menimbulkan bahaya yang serius. Telah terjadi beberapa peristiwa berbahaya dikarenakan kegagalan dalam menjaga temperatur *crude oil* pada *set point*. (Simanjuntak, 2010)

Permasalahan yang dihadapi perusahaan adalah pada kedua sistem pengendalian yaitu sistem pengendalian umpan balik tekanan *steam* yang menuju *heat exchanger* dan sistem pengendalian *cascade* dengan sistem pengendalian level *steam condensate drum* sebagai *loop* sekunder dan pengendalian temperatur *crude oil* dengan *heat exchanger* sebagai *loop* utama. Namun ketika temperatur fluida produksi dingin, *operator* perlu mengubah bukaan *control valve* secara manual agar temperatur *set point* tercapai hal tersebut disebabkan karena kontrol otomatis yang ada tidak mampu membuat temperatur keluaran *crude oil* mencapai *set point*. Berdasarkan evaluasi dari bagian *operation engineering*, sistem pengendalian *cascade* level-temperatur tidak berjalan sesuai desain, hal ini dibuktikan dengan tidak berubahnya temperatur keluaran *crude oil* ketika level *steam condensate drum* dinaik-turunkan.

Untuk mengatasi ketidaktercapaian temperatur keluaran *crude oil* maka perlu dilakukan simulasi *heat exchanger* dengan bantuan *software Matlab R2013a* dengan melakukan penalaan ulang *kontroler* yang ada. Parameter kondisi operasi yang didapatkan dari simulasi ini, selanjutnya dipergunakan untuk memodelkan dinamika *plant* pada sebuah sistem pengendalian umpan balik dan *cascade* sehingga diharapkan dari simulasi ini didapatkan *setting* sistem pengendalian yang dapat menjaga stabilitas temperatur fluida produksi sekalipun terdapat gangguan misalnya saat temperatur lingkungan berubah.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah dibahas diatas, maka permasalahan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana menganalisa penyebab ketidaktercapaian temperatur keluaran *crude oil* dengan sistem pengendalian umpan balik *steam* dan *cascade level* pada *steam condensate drum* dan temperatur pada *heat exchanger* yang ada di *plant* ?
2. Bagaimana mendapatkan sistem pengendalian yang dapat menjaga stabilitas temperatur keluaran *crude oil* dengan sistem pengendalian umpan balik tekanan *steam* dan *cascade level* pada *steam condensate drum* dengan temperatur pada *heat exchanger*?

1.3 Tujuan

Dari permasalahan yang telah dijelaskan diatas, maka tujuan dari penelitian pada tugas akhir ini adalah :

1. Mengetahui penyebab ketidaktercapaian temperatur keluaran *crude oil* menggunakan sistem pengendalian umpan balik *steam* dan *cascade level* pada *steam condensate drum* dan temperatur pada *heat exchanger* yang ada di *plant*.
2. Untuk mendapatkan sistem pengendalian yang dapat menjaga stabilitas temperatur keluaran *crude oil* dengan sistem pengendalian umpan balik tekanan *steam* dan *cascade level* pada *steam condensate drum* dengan temperatur pada *heat exchanger*.

1.4 Batasan Masalah

Dalam penelitian ini, ditentukan beberapa batasan masalah agar pembahasan dan analisa menjadi terfokus dan tidak meluas yaitu :

1. *Heat exchanger* yang dipergunakan bertipe tipe *shell-tube*

2. Simulasi proses dilakukan dengan cara mengubah-ubah parameter proses yang berupa *steam* serta kondisi eksternal *heat exchanger*
3. Spesifikasi *heat exchanger* dari datasheet *heat exchanger* di sebuah perusahaan minyak di Indonesia.
4. Parameter kontrol pada sistem pengendalian umpan balik tekanan *steam* dan *cascade* dihitung ulang menggunakan metode *Ziegler-Nichols* agar dapat menjaga stabilitas temperatur fluida produk.
5. Simulasi *software* menggunakan *Matlab* R2013a.

1.5 Sistematika Laporan

Laporan tugas akhir terdiri atas beberapa bab dengan rincian sebagai berikut :

Bab I Pendahuluan

Bab ini berisi tentang latar belakang dari topik tugas akhir, permasalahan yang akan diselesaikan, tujuan penelitian, batasan masalah dan sistematika dari laporan tugas akhir.

Bab II Tinjauan Pustaka

Bab ini berisi tentang teori – teori yang mendasari penelitian. Teori – teori tersebut diantaranya adalah sistem pemanasan *crude oil* menggunakan *heat exchanger* dan *steam condensate drum*, konsep kesetimbangan massa, konsep kesetimbangan energi, mode kontrol, penentuan parameter kontrol dengan metode *Ziegler-Nichols*, sistem pengendalian umpan balik dan *cascade*, analisis performansi sistem pengendalian.

Bab III Metodologi Penelitian

Pada bab ini dijelaskan tentang langkah – langkah dan tahapan dari penelitian mulai dari pengambilan data, pengkajian konsep *heat exchanger* dan *steam condensate drum*, pemodelan matematis *transmitter*, *control valve* dan *plant*, simulasi sampai perhitungan ulang parameter kontrol dengan metode *Ziegler-Nichols* yang dapat menjaga stabilitas temperatur fluida produksi.

Bab IV Pengujian dan Analisa Data

Setelah langkah – langkah penelitian telah dijelaskan secara detail pada bab 3, bab ini menjelaskan simulasi dinamika *transmitter, control valve, steam condensate drum, heat exchanger* dan pipa dengan mempergunakan *Simulink Matlab* guna melakukan perhitungan ulang parameter kontrol sistem pengendalian umpan balik dan *cascade* yang dapat menjaga stabilitas fluida produk.

Bab V Kesimpulan dan Saran

Bab ini berisi tentang kesimpulan akhir dari penelitian yang telah dilakukan serta saran yang dapat diberikan untuk pengembangan penelitian selanjutnya.

Halaman ini memang dikosongkan

BAB II

DASAR TEORI

Dalam bab ini berisi teori-teori yang dipergunakan untuk menyelesaikan permasalahan dalam penelitian. Teori tersebut didapat dari berbagai sumber antara lain *text book* dan *process description* dari perusahaan maupun yang telah jurnal ilmiah dipublikasikan. Adapun teori yang akan dijelaskan pada bab ini antara lain adalah :

- Sistem Pemanasan *Crude Oil*
 - *Heat Exchanger*
 - *Steam Condensate Drum*
- Kesetimbangan Massa
- Kesetimbangan Energi
- Mode Kontrol
- Penentuan Parameter Kontrol dengan Metode *Ziegler-Nichols*
- Sistem Pengendalian Umpan balik dan *Cascade*
- Analisa Performansi Sistem Pengendalian

2.1 Sistem Pemanasan *Crude Oil*

Pada bagian ini, dilakukan pengkajian proses serta permasalahan yang terjadi sistem pemanasan *crude oil* pada unit operasi pada *heat exchanger* dan *steam condensate drum*.

Unit operasi yang digunakan :

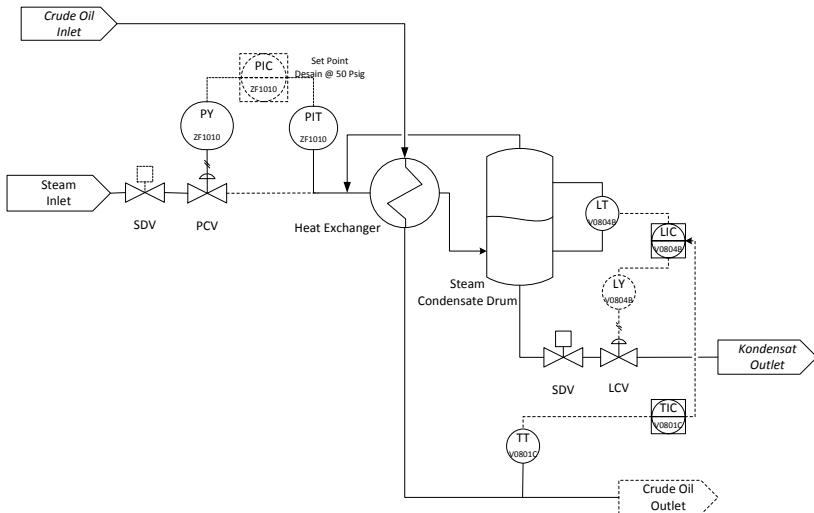
- *Heat exchanger*
- *Steam condensate drum*

Heat exchanger merupakan unit operasi yang berfungsi untuk memanaskan *heavy crude oil* yang menuju degassing boot pada suhu $\pm 190^{\circ}\text{C}$. Konfigurasi TEMA AET. Tekanan operasi maksimum untuk fluida produksi sebesar 350 psig.

Tipe *heat exchanger* tersebut adalah shell and tube. Jenis fluida pada sisi shell berupa *steam* tekanan rendah dan *steam* terkondensasi sedangkan pada sisi tube berupa *heavy crude oil*.

Proses pemanasan pada *heat exchanger* menggunakan *steam* bertekanan rendah sebagai medium pemanas. Pertama, *steam* diturunkan tekanannya oleh *pressure control valve* (PCV) lalu *steam* akan terkondensasi karena mengalami perpindahan panas dengan *crude oil* yang dingin. *Steam* yang terkondensasi kemudian ditransfer ke *condensate drum* dimana *level* di kontrol. Laju aliran *steam* secara tidak langsung dapat dikontrol hanya dengan menaikkan atau menurunkan *level* air pada *condensate drum*. *Level* kondensat dapat mengontrol *duty heat exchanger* karena *level* kondensat menentukan seberapa banyak area *tube* yang terkena *condensing steam*. *High level* berarti sedikit area *tube* yang dikenai panas dan sebaliknya untuk *low level* berarti lebih banyak area *tube* yang dikenai panas.

Condensate seal diperlukan untuk menghindari kecepatan *steam* yang terlalu besar yang akan mengurangi laju kondensasi *steam*, dan karenanya mengurangi *duty heat exchanger*.



Gambar 2.1 P&ID sistem pemanasan *crude oil*

Kontrol tekanan yang baik harus menjamin kesuksesan metode kontrol temperatur, jika tekanan *steam* tidak dapat

dikontrol secara tepat maka suhu *set point* tidak dapat dicapai. Sasaran kontrol ini antara lain adalah

1. Menjaga fluida produksi pada suhu konstan dengan mengontrol *level liquid* pada *steam condensate drum*
2. Mencegah kondisi *overpressure* pada sisi *shell* dan *tube* pada *heat exchanger*
3. Menjaga *safety level liquid* pada *steam condensate drum*
4. Mencegah kondisi *overpressure* pada *steam condensate drum*

2.1.1 Heat Exchanger

Heat exchanger / alat penukar panas adalah suatu peralatan dimana terjadi perpindahan panas fluida yang bersuhu tinggi ke fluida yang bersuhu rendah, baik secara langsung maupun tidak langsung. *Heat exchanger* secara umum dikategorikan berdasarkan arah aliran dan tipe konstruksinya, (Foust dkk. 1960) untuk arah aliran *heat exchanger* dibedakan menjadi *parallel-flow* dimana fluida dingin dan fluida panas masuk di bagian yang sama, arah aliran sama, serta keluar juga pada ujung yang sama, kemudian *counter flow* dimana fluida masuk, arah aliran, dan keluaran pada posisi yang berlawanan dan *cross flow* yang arahnya tegak lurus satu sama lain. Jika ditinjau dari tipe konstruksinya *heat exchanger* dibedakan menjadi *finned* dan *unfinned tubular heat exchanger*, *shell and tube*, *plate*, dan *compact heat exchanger*. (Incropera, 1981)

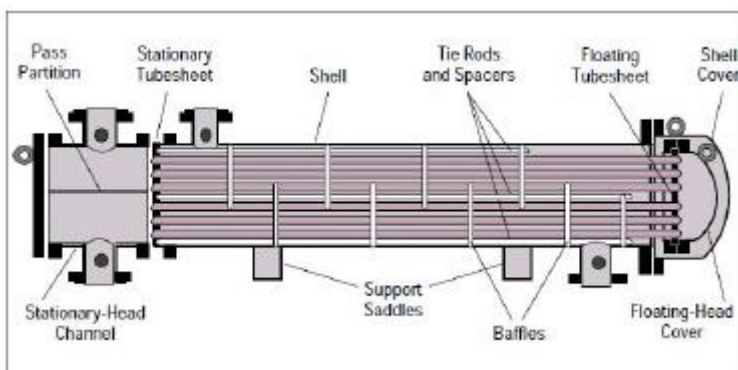
Standard of Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA) mengelompokkan berdasarkan pemakaian dari *heat exchanger* menjadi 3 kelompok yaitu :

- a. Alat penukar kalor kelas “R”, yang dipergunakan pada industri minyak dan peralatan yang berhubungan dengan proses tersebut.
- b. Alat penukar kalor kelas “C”, yang umumnya dipergunakan pada keperluan komersial.
- c. Alat penukar kalor kelas “B”, yang umumnya dipergunakan pada proses kimia. Kelas R, kelas C dan

kelas B ini, kesemuanya adalah alat penukar kalor yang tidak dibakar (*unfired shell and tubes*), tidak sama dengan dapur atau ketel uap.

Dalam penelitian ini *heat exchanger* yang digunakan adalah sebagai pemanas awal untuk mengurangi kekentalan *crude oil* sebelum masuk ke *degassing boot* untuk proses lanjutan dalam pemurnian *heavy crude oil*. *Heat exchanger* yang digunakan adalah *shell and tube heat exchanger* (STHE) jenis *floating head*, dimana *shell* dilalui oleh fluida panas (*steam*) dan *tube* dilalui oleh fluida dingin (*crude oil*).

Tipe *floating head* adalah tipe STHE yang paling efisien pada pengolahan minyak bumi, karena memiliki *floating head* yang berimpit dengan bagian ujung yang membantu perpindahan panas yang baik antar fluida. Panas terapung memungkinkan ekspansi bebas dan kontraksi, juga tipe *heat exchanger* ini adalah mudah dibersihkan serta tes yang bertujuan untuk meningkatkan performansi. (Kundnaney,2015)



Gambar 2.2 *Heat exchanger* tipe *shell and tube floating head* (Kundnaney,2015)

Shell and tube adalah jenis konfigurasi *heat exchanger* yang paling luas dan umum digunakan pada proses di industri, karena

memiliki beberapa alasan yang diterima secara umum, antara lain: (ASME,2007)

- a. Tipe STHE menyediakan perbandingan yang besar antara rasio area *heat exchanger* terhadap volume dan berat.
- b. Tipe STHE menyediakan luasan yang dapat dengan mudah dikonstruksi pada rentang luas yang lebar.
- c. Secara mekanik tipe *shell and tube* tahan terhadap tekanan pada saat fabrikasi, pengiriman dan tekanan saat instalasi serta pada kondisi normal. (Manish,2013)
- d. Tipe *shell and tube* dapat dengan mudah dibersihkan, dan beberapa komponen yang mudah rusak, dapat dengan mudah diganti.
- e. Fasilitas bengkel untuk mendesain dan menginstalasi penukar panas tipe *shell and tube*, tersedia di seluruh dunia.
- f. Tipe STHE mudah dibuat dan dapat menyesuaikan terhadap kondisi operasi yang berbeda.

Untuk membuat pemodelan matematis yang bisa merepresentasikan *heat exchanger* sangat perlu menghubungkan dengan laju perpindahan panas total secara kuantitas dengan suhu fluida *inlet* dan *outlet*, koefisien perpindahan panas total dan total luas permukaan pada *heat exchanger*. Hubungan antara fluida panas dan dingin dapat ditentukan menggunakan hukum kesetimbangan energi. Dalam kenyataannya, jika Q adalah total laju perpindahan panas antara fluida panas dan dingin dan perpindahan panas antara *heat exchanger* dengan lingkungan diabaikan serta perubahan energi kinetik dan energi potensial juga diabaikan, persamaan kesetimbangan energi adalah sebagai berikut: (Incropera, 1981)

$$Q = m_h(H_{h,i} - H_{h,o}) = m_c C_{pc}(H_{c,o} - H_{c,i}) \quad (2.1)$$

Dimana :

H = enthalpy, h = hot fluid , c = cold fluid, i = fluid inlet ,
 o = fluid outlet

Jika fluida tidak mengalami perubahan fasa dan memiliki panas spesifik yang tetap, maka bisa diasumsikan menggunakan persamaan dibawah ini :

$$Q = m_h C_{ph}(t_{h1} - t_{h2}) = m_c C_{pc}(t_{c1} - t_{c2}) \quad (2.2)$$

Dimana temperatur yang muncul pada persamaan diatas berarti temperatur rata-rata pada suatu lokasi. Persaman 2.2 tidak bergantung pada tipe *flow arrangement* serta *heat exchanger*. Kemudian persamaan yang berkaitan dengan laju total perpindahan panas Q dengan perbedaan temperatur ΔT antara fluida panas dengan fluida dingin adalah sebagai berikut :

$$Q = U \cdot A \cdot (\Delta T_{LMTD}) \quad (2.3)$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (2.4)$$

$$\Delta T_1 = (t_{h1} - t_{h2}) \text{ dan } \Delta T_2 = (t_{c1} - t_{c2}) \quad (2.5)$$

Dimana :

Q = Total laju perpindahan panas (BTU/s)

U = *Overall heat transfer coefficient* (BTU./ ft².F)

A = Luas permukaan perpindahan panas (ft²)

ΔT_{LMTD} = *Log Mean Temperatre Different* (LMTD)

Menurut Incropera dan Dewitt, efektivitas suatu *heat exchanger* didefinisikan sebagai perbandingan antara perpindahan panas yang diharapkan (nyata) dengan perpindahan panas maksimum yang mungkin terjadi dalam *heat exchanger* tersebut. (Incropera, 1981)

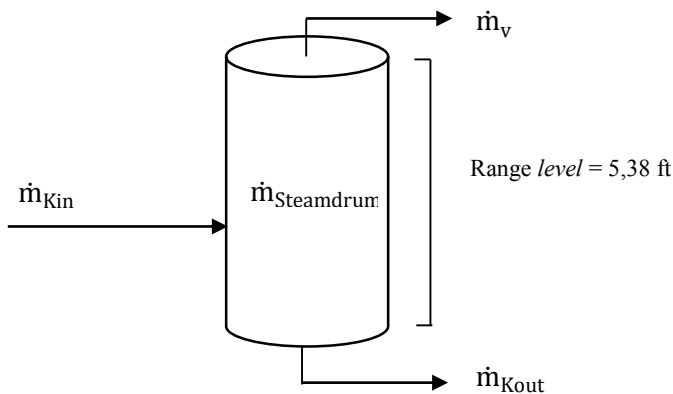
Faktor-faktor yang berpengaruh terhadap penurunan unjuk kerja *heat exchanger* antara lain kerak, korosi, kebocoran, friksi fluida terhadap dinding alat, kemudian penurunan tersebut ditunjukkan oleh dua parameter, antara lain *pressure drop* tinggi dan *dirt factor* (Rd) melebihi nilai standar.

Proses perpindahan panas pada *heat exchanger* didominasi oleh konveksi dan konduksi dari fluida panas ke fluida dingin

dimana dipisahkan oleh dinding. Proses perpindahan panas secara konveksi dipengaruhi oleh bentuk geometri *heat exchanger* dan tiga bilangan tak berdimensi yaitu bilangan *reynold*, *nusselt* dan *prandtl*, besar ketiga bilangan tersebut tergantung pada kecepatan aliran serta properti fluida yang meliputi massa jenis, viskositas absolut, panas jenis dan konduktivitas panas. (Cengel, 2004)

2.1.2 Steam Condensate Drum

Steam condensate drum berfungsi untuk memisahkan kondensat dengan gas, kemudian keluaran drum yg berupa gas yang akan dialirkan kembali ke pipa bersama *steam* yang menuju ke *tube heat exchanger*. Penjumlahan laju aliran *steam* dan *gas reflux* digunakan untuk memanaskan *crude oil* untuk mencapai suhu keluaran yang diinginkan. Sistem pengendalian level pada *steam condensate drum* berperan dalam menjaga banyaknya laju aliran *steam* bersama *gas reflux* yang masuk ke *heat exchanger*. (Simanjuntak, 2010)



Gambar 2.3 *Steam condensate drum*

Dimana :

\dot{m}_{Kin} = Laju aliran kondensat masukan drum (keluaran dari *heat exchanger*)

\dot{m}_{Kin} = Laju aliran *vapor* keluaran drum yang masuk bersama *steam* menuju *tube heat exchanger*

\dot{m}_{Kout} = Laju aliran kondensat yang keluar dari drum

2.2 Kestimbangan Massa

Prinsip hukum kekekalan massa menerangkan bahwa massa tidak dapat dibentuk atau dihilangkan didalam suatu proses fisis atau kimia. Kestimbangan massa menjelaskan mengenai massa bahan yang melewati operasi pengolahan. Setiap bentuk kestimbangan didasari oleh hukum konservasi dimana jika proses berlangsung tanpa terjadi akumulasi, maka massa yang masuk ke dalam sistem akan sama dengan massa yang ke luar sistem. (Moran, 1998)

$$\dot{m}_{ak} = \dot{m}_{in} - \dot{m}_{out} - \dot{m}_d \quad (2.6)$$

Dimana :

\dot{m}_{ak} = Laju aliran massa akumulasi (lb/s)

\dot{m}_{in} = Laju aliran massa yang masuk (lb/s)

\dot{m}_{out} = Laju aliran massa yang keluar (lb/s)

\dot{m}_d = Laju aliran massa *disturbance* (lb/s)

2.3 Kestimbangan Energi

Dalam termodinamika perubahan energi terdiri dari tiga komponen yaitu: energi potensial (berkaitan dengan posisi sistem dalam medan gravitasi bumi), energi kinetik (berkaitan dengan pergerakan sistem terhadap kerangka koordinat eksternal) dan energi dalam, sehingga perubahan energi total sistem diberikan dengan persamaan: (Moran, 1998)

$$E_2 - E_1 = (EK_2 - EK_1) + (EP_2 - EP_1) + (U_2 - U_1) \quad (2.7)$$

atau

$$\Delta E = \Delta EK + \Delta EP + \Delta U \quad (2.8)$$

Sehingga persamaan (2.8) dapat dituliskan dalam bentuk,

$$\dot{Q} - \dot{W} = \Delta EK + \Delta EP + \Delta U \quad (2.9)$$

Dan kestimbangan energi yang didasarkan pada laju perubahan waktu adalah :

$$\dot{Q} - \dot{W} = \frac{dEK}{dt} + \frac{dEP}{dt} + \frac{dU}{dt} \quad (2.10)$$

Dengan demikian laju kesetimbangan energi yang menyertai perpindahan massa pada volume kontrol adalah :

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \dot{Q}_{cv} - \dot{W}_{cv} + \sum_i \dot{m}_i \left(h_i + \frac{V_i^2}{2} + gz_i \right) - \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (2.11)$$

2.4 Mode Kontrol

Kontroler otomatis membandingkan harga yang sebenarnya dari keluaran *plant* dengan harga yang diinginkan, menentukan deviasi dan menghasilkan sinyal kontrol yang akan memperkecil deviasi sampai nol atau sampai suatu harga tertentu yang masih dapat ditoleransi. Besarnya koreksi kesalahan tergantung dari mode kontroler yang dipilih. Mode kontroler tersebut terdiri dari mode *proportional* (P), mode *integral* (I) dan mode *derivative* (D) dan kombinasinya. Cara kontroler tadi menghasilkan sinyal kontrol disebut aksi pengontrolan (*control action*). Adapun macam dari aksi kontrol adalah sebagai berikut : (Gunterus dkk., 1994)

- Kontroler *Proportional* (P)

Kontroler *proportional* adalah suatu metode kontrol dimana presentase perubahan keluarannya sebanding dengan perubahan input tergantung *gain*-nya. Kontroler ini memberikan keluaran yang proporsional dengan inputnya tergantung pada sensititasnya. Sensitivitas ini tergantung pada *proportional band*, yaitu presentasi perubahan input yang dapat menghasilkan 100 % perubahan keluaran. Naik turunnya *input* diikuti secara langsung oleh keluaran.

Secara matematis dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} MV &= K_c \cdot e + b & (2.12) \\ &= \frac{100}{PB} (PV - SP) + b \text{ Untuk Reverse action} \\ &= \frac{100}{PB} (SV - PV) + b \text{ Untuk Direct action} \\ K_c &= \frac{100}{PB} \end{aligned}$$

Dimana :

MV = Manipulated variable

$$\begin{aligned}
 K_c &= \text{Gain kontroler} \\
 PV &= \text{Process variable} \\
 SV &= \text{Set point variable} \\
 e &= \text{Error} \\
 b &= \text{Bias}
 \end{aligned}$$

- Kontroler *Integral* (I)

Pada kontroler *proportional*, besarnya *input* sama dengan keluaran sehingga meninggalkan *error* yang cukup besar. Untuk membatasi *offset* tersebut, dibutuhkan kontroler lain untuk menghasilkan keluaran yang lebih besar atau lebih kecil dari bias pada saat *input* (*error*) sama dengan dengan nol. Pengendali yang memenuhi kriteria tersebut adalah *integral*.

Pengendali *integral* memiliki sifat yang tidak mengeluarkan *ouput* sebelum selang waktu tertentu, sehingga kontroler ini dapat dapat menghilangkan *error*. Secara matematis persamaan kontroler *integral* dapat ditulis sebagai berikut :

$$MV = \frac{1}{T_i} K_c \int_0^t e(t) dt + b \quad (2.13)$$

Dimana :

MV = Keluaran kontroler (%)

T_i = *Integral time*

K_c = *Gain*

e = *Error*

b = *Bias* (%)

- Kontroler *Proportional-Integral* (PI)

Kontroler PI merupakan gabungan 2 unit kontroler yaitu kontroler *proportional* dan *integral*. Kontroler *integral* memiliki sifat yang tidak mengeluarkan keluaran sebelum selang waktu tertentu, kontroler ini jadi memperlambat respon walaupun *offset* hilang oleh karenanya. Untuk memperbaiki lambatnya respon, maka kontroler *integral* dipasangkan dengan kontroler *proportional*.

Pemasangan secara paralel ini menghasilkan respon yang lebih cepat dari kontroler integral dan mampu menghilangkan *offset* yang ditinggalkan kontroler *proportional*, *offset* dapat dihilangkan karena adanya faktor *integral* dimana selama masih

terjadi *offset* proses akan diulang terus sampai respon benar-benar stabil pada nilai yang diinginkan. Secara matematis persamaan kontroler PI dapat dituliskan sebagai berikut :

$$MV = K_c \left(e + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + b \right) + b \quad (2.14)$$

Dimana :

MV = *Manipulated variable*

K_c = Gain kontroler

T_i = *Integral time*

e = *Error (%)*

b = Bias

- Kontroler *Derrivative* (D)

Kontroler ini merupakan kontroler yang dapat mengeluarkan keluaran di saat-saat awal proses. Secara matematis persamaan kontrol *derivative* dapat ditulis sebagai berikut :

$$MV = K_c T_d \frac{de(t)}{dt} + b \quad (2.15)$$

Dimana :

MV = *Manipulated variable*

T_d = *Differential time*

e = *Error (%)*

b = Bias

- Kontroler *Derrivative* (PID)

Mode kontrol ini merupakan penggabungan antara kontroler *proportional*, *integral* dan *derivative* dimana respon yang didapat cepat stabil dan *offset* dapat dihilangkan. Penambahan komponen *derivative* membuat *settling time* kontroler menjadi cepat. Namun semua kelebihan kontroler PID ini tidak dapat digunakan pada proses yang tidak mengandung gangguan. Secara matematis kontroler PID dirumuskan sebagai berikut :

$$MV = K_c \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] + b \quad (2.16)$$

Dimana :

MV = Keluaran kontroler (%)

MV = *Gain*

T_d = *Differential time*

$e = \text{Error (\%)}$

$b = \text{Bias (\%)}$

$t = \text{Recovery time}$

2.5 Perhitungan Parameter Kontrol dengan Metode Ziegler-Nichols

Pada metode ini terdapat dua karakteristik dinamik yaitu :

- Ultimate gain (K_c)
- Ultimate Periode (T_c)

Langkah-langkah eksperimennya antara lain :

1. Set Kontroler hanya P saja (atur T_i pada harga maksimum atau minimum dan T_d nol)
2. Set *automatic* sampai PB terjadi amplitudo yang tetap. Catat harga PB (K_c).
3. Dari catatan waktu yang dikontrol Periode osilasi diukur dan dicatat sebagai T_u
4. Kemudian memasukkan parameter K_c dan T_u pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Rumus Quarter Decay Tuning Z-N Ziegler-Nichols

Tipe Kontroler	Proportional gain, K_p	Integral Time, T_i	Derivative time, T_d
Proporsional	$K_c/2$	-	-
Proporsional-Integral	$K_c/2,2$	$T_u/1,2$	-
Proporsional-Integral-Derivatif	$K_c/1,7$	$T_u/2$	$T_u/8$

2.6 Sistem Pengendalian Umpan Balik

Sistem pengendalian umpan balik merupakan sistem loop tertutup yang berfungsi menjaga nilai keluaran sistem sesuai dengan nilai yang dikehendaki dengan atau tanpa adanya disturbance. Cara kerja sistem umpan balik dengan mereduksi kesalahan sampai mendekati *set point*. Kesalahan adalah selisih

antara keluaran suatu unit operasi dengan keluaran yang diinginkan. (Ogata,1997)

Uraian dari diagram blok diatas adalah sebagai berikut :
(Ogata,1997)

- Kontroler mendeteksi sinyal kesalahan dari selisih keluaran plant dengan *set point* serta dilengkapi penguat sinyal yang berfungsi sebagai pengkondisian sinyal untuk masuk ke aktuator.
- Aktuator adalah alat penggerak yang menerima sinyal dari aktuator untuk mengatur variabel fisis yang masuk ke plant. Dalam dunia industri, kontroler yang sering digunakan adalah *control valve*, motor AC, motor DC serta roda gigi.
- *Plant* adalah sistem yang dikontrol
- *Sensor/Transmitter* adalah alat yang mengubah variabel keluaran menjadi variabel lain yang dapat membandingkan keluaran dengan sinyal masukan acuan.
- *Disturbance* adalah gangguan masuk yang pada sistem yang akan mempengaruhi tercapainya nilai yang diinginkan. Kontroler yang baik dapat mengatasi adanya *disturbance*.

2.7 Sistem Pengendalian *Cascade*

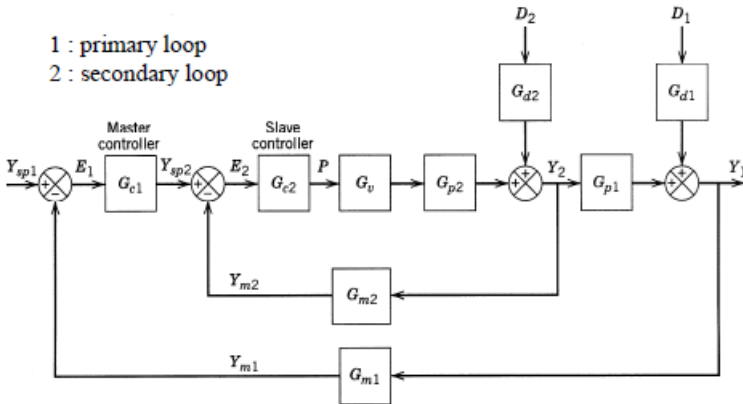
Sistem pengendalian *cascade* telah banyak diaplikasikan di industri proses, karena sangat berguna untuk menghilangkan gangguan sistem. Pada sistem kontrol ini terdapat dua jenis *loop* kontrol yaitu *loop* kontrol utama (*master*) dan *loop* kontrol sekunder (*slave*), *loop* sekunder mendapat input *set point* dari *loop* sekunder dan proses penghilangan gangguan terjadi pada *loop* sekunder

Kelebihan sistem pengendalian *cascade* antara lain :

- Respon kontroler lebih cepat dengan perubahan frekuensi tinggi
- Kontroler mengintegrasikan banyak sensor bekerja secara bersama-sama

Adapun kelemahan sistem pengendalian *cascade* :

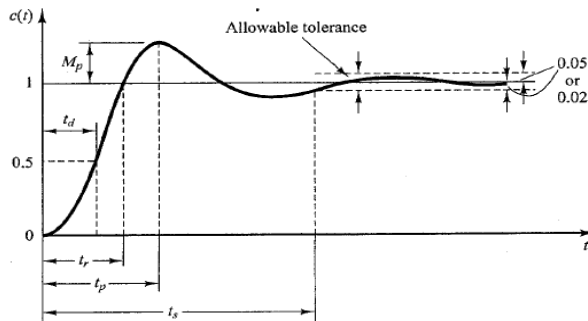
- Kontroler lebih kompleks
- *Tuning* kontroler *cascade* lebih sulit karena *set point* berubah dan lebih banyak parameter (santoso, 2003)



Gambar 2.4 Diagram blok sistem kontrol *cascade*

2.8 Analisis Performansi Sistem Pengendalian

Analisis sistem pengendalian digunakan untuk mengetahui kinerja dari sistem yang telah dirancang. Hasil dari bentuk analisis ini berupa nilai kualitatif. Jenis respon kontrol akan berbeda-beda berdasarkan orde dari sistem yang dikendalikan. Misalnya saja untuk sistem orde satu akan berbeda dengan system orde dua. Respon dinamik akan memiliki karakteristik yang berbeda berdasarkan jenis *plant* yang dikontrol. Sehingga respon dinamik setiap unit tergantung pada nilai masukan pada unit yang telah digunakan. Untuk jenis analisis respon dinamik dapat dilihat pada Gambar 2.5 berikut ini.

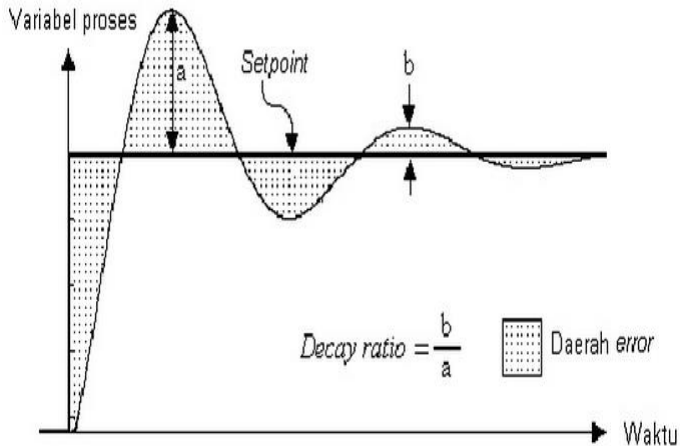


Gambar 2.5 Analisis karakteristik performansi sistem
(Ogata,2009)

Dari gambar diatas akan dapat dilakukan analisis performansi dari respon sistem. Dan untuk mengetahui nilai performansi dari nilai system maka perlu mendefinisikan nilai IAE (*Integral Absolute Error*), *maximum overshoot* dan *settling time*. Masing – masing dari parameter tersebut dapat dicari dengan menganalisis respon system yang didapatkan dari hasil simulasi sebagai berikut ini :

- IAE (Internal Absolut Error)

IAE (*Integral absolute error*) merupakan kalkulasi dari nilai error dengan menjumlahkan setiap nilai *error* yang terjadi. Nilai IAE dapat direpresentasikan oleh gambar 2.15 berikut ini.



Gambar 2.6 Penentuan nilai *Integral Absolut Error* (IAE)
(Riyanto, 2010)

Untuk menghitung IAE dapat menggunakan persamaan dibawah ini :

$$IAE = \int_0^{\infty} e(t) dt \quad (2.17)$$

- *Maximum Overshoot* (M_p)

Nilai *maximum overshoot* adalah nilai puncak dari kurva respon yang diukur. Setiap perusahaan memiliki standarisasi tersendiri untuk nilai *maximum overshoot*. Dan untuk menentukan persamaan *maximum overshoot* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini.

$$MO = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} \times 100\% \quad (2.18)$$

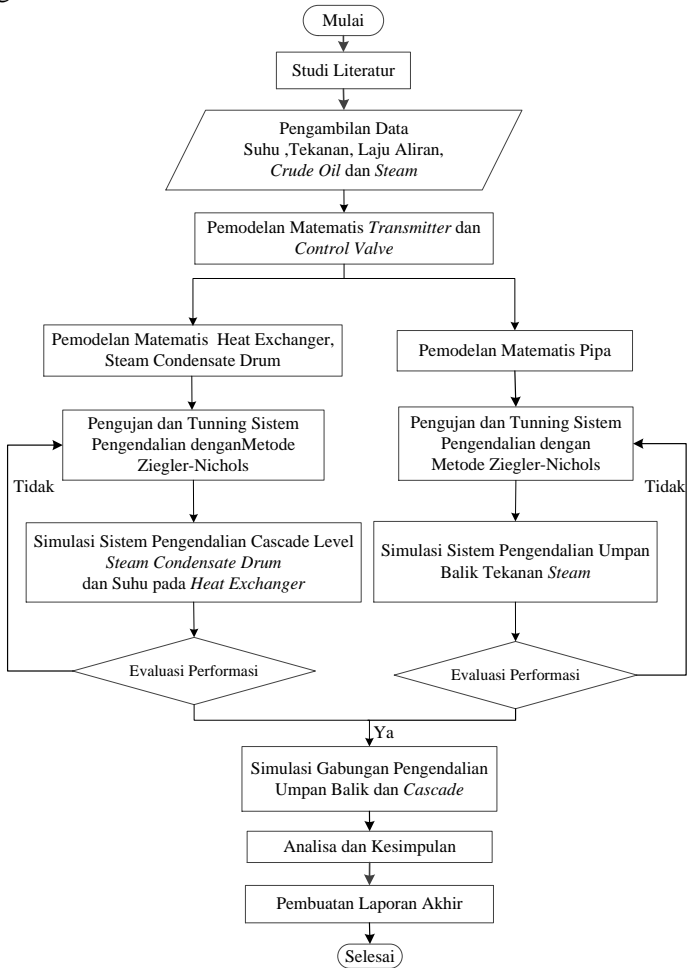
- *Settling Time* (t_s)

Settling time adalah waktu yang dibutuhkan system untuk mencapai keadaan *set point*. Pada *settling time* terdapat presentase untuk menentukan nilai *settling time* yaitu sebesar $\pm 2\%$ atau $\pm 5\%$ dari nilai *set point*.

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

Tahapan penelitian pada tugas akhir ini dijelaskan dalam diagram alir berikut :



Gambar 3.1 Diagram alir penelitian

Berdasarkan diagram alir diatas, maka dapat dijelaskan langkah-langkah untuk melakukan penelitian ini adalah sebagai berikut :

3.1 Pengambilan Data

Pengambilan data berupa tekanan, temperatur, laju aliran massa pada kondisi operasi, data desain unit operasi (*heat exchanger, steam condensate drum*), *datasheet transmitter* dilakukan untuk mendapatkan model matematis yang sesuai dengan kondisi di lapangan, sehingga dari model tersebut sistem pengendalian *cascade level-temperatur* dapat ditala ulang untuk mendapatkan performansi yang baik.

Data-data yang telah diambil terdapat pada table dibawah ini :

Tabel 3.1 Data-data yang diambil dari perusahaan untuk pemodelan matematis

No.	Instrumen/Unit Operasi	Besaran	Satuan	Nilai
1	<i>Level Transmitter</i>	Rentang Level (h)	ft	0 - 5,38
		Rentang Arus	mA	4 - 20
2	<i>Temperature Transmitter</i>	Rentang Temperatur (T)	°F	0 – 400
		Rentang Arus	mA	4 - 20
3	<i>Pressure Transmitter</i>	Rentang Tekanan	Psi	0 - 100
		Rentang Arus)	mA	4 - 20
4	<i>Level Control Valve</i>	Rentang Mass Flow (\dot{m}_{Kout})	lb/s	73

No.	Instrumen/Unit Operasi	Besaran	Satuan	Nilai
4	<i>Level Control Valve</i>	<i>Flow Coefficient (Cv)</i>	-	64,388
		<i>Factor Stroking time valve (Yc)</i>	detik	3,581
		<i>Actuator Diafragma (Rv)</i>	-	0,03
5	<i>Pressure Control Valve</i>	Rentang Tekanan I/P	Psi	3-15
		Rentang Mass Flow (\dot{m}_{kout})	lb/s	82
		Actuator Diafragma (Rv)	-	0,03
		Rentang Tekanan I/P	Psi	3-15
6	<i>Steam Condensate Drum</i>	Massa Jenis <i>Steam</i> (ρ_v)	lb/ft ³	0,081902
		Massa Jenis Kondensat (ρ_k)	lb/ft ³	60,5035
		Rentang level (h)	ft	5,38
		Diameter (D)	ft	4

No.	Instrumen/Unit Operasi	Besaran	Satuan	Nilai
7	<i>Heat Exchanger</i>	Volume <i>Tube</i> (V_t)	ft ³	6,2789
		Debit <i>Crude Oil</i> ($F_{cr,in}$)	ft ³ /s	9,52
		Massa Jenis <i>Crude Oil</i> (ρ_{cr})	lb/ft ³	50,058
		<i>Heat Transfer Coefficient Crude Oil</i> ($C_{p,cr}$)	BTU/lb. °F	0,59417
		<i>Heat Transfer Coefficient Steam</i> ($C_{p,st}$)	BTU/lb. °F	0,139

3.2 Pemodelan Matematis *Transmitter* dan *Control Valve*

3.2.1 *Level Transmitter*

Level yang diukur oleh *level transmitter* adalah *level* atau ketinggian dari kondensat yang terdapat pada *steam condensate drum*.



Gambar 3.2 Proses pada *level transmitter*

Level transmitter yang digunakan merupakan jenis D/P *transmitter*, yang mentransmisikan signal sebesar 4-20 mA DC. *Measurement length* adalah sebesar 5,38 ft : (Coughanowr, 1991)

$$\frac{h_0(s)}{h_i(s)} = \frac{K}{T_C \cdot s + 1} \quad (3.1)$$

$$K = \frac{\text{Span Sinyal Output}}{\text{Span Sinyal Input}} \quad (3.2)$$

$$K = \frac{20 - 4 \text{ mA}}{5,38 - 0 \text{ m}} = 2,974 \quad (3.3)$$

Dimana ,

h_o = level terukur (mA)

h = level fluida (ft)

K = Gain Transmitter

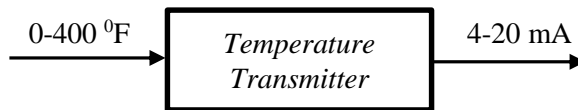
T_C = Time constant transmitter (detik) = 0,12 detik

Dari perhitungan diatas, pemodelan matematis dari *transmitter* dapat ditulis :

$$\frac{h_o(s)}{h_i(s)} = \frac{2,974}{0,12.s + 1} \quad (3.4)$$

3.2.2 Temperature Transmitter

Dalam menentukan temperatur keluaran crude oil dibutuhkan sebuah sensor temperatur. Dalam tugas akhir ini digunakan sensor *thermocouple* jenis J yang terbuat dari bahan iron-konstantan yang mempunyai range temperatur dari 0 °F sampai 400 °F . Dari sensor menghasilkan arus listrik sebesar 4-20 mA.



Gambar 3.3 Proses pada *temperature transmitter*

Model matematis dari *temperature transmitter* ini berdasarkan perbandingan temperatur terukur dengan temperatur fluida yang dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\frac{T_0(s)}{T_i(s)} = \frac{K}{T_c \cdot s + 1} \quad (3.5)$$

$$K = \frac{\text{Span Sinyal Output}}{\text{Span Sinyal Input}} \quad (3.6)$$

$$K = \frac{20 - 4 \text{ mA}}{400 - 0 \text{ F}} = 0,04 \quad (3.7)$$

Dimana ,

T_0 = temperatur terukur (mA)

T_i = Temperatur fluida (^0F)

K = Gain Transmitter

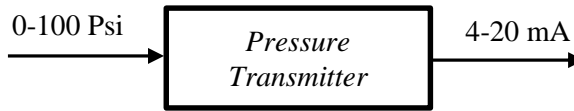
T_c = Time constant transmitter (detik) = 0,2 detik

Dari perhitungan diatas, pemodelan matematis dari transmitter dapat ditulis :

$$\frac{T_0(s)}{T_i(s)} = \frac{0,04}{0,2 \cdot s + 1} \quad (3.8)$$

3.2.3 Pressure Transmitter

Pressure transmitter pada penelitian ini mempunyai range dari 0 Psi sampai 100 Psi dan dari sensor menghasilkan arus listrik sebesar 4-20 mA.



Gambar 3.4 Proses pada *pressure transmitter*

Model Matematis dari *pressure temperature* ini berdasarkan perbandingan tekanan terukur dengan tekanan fluida yang dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\frac{T_0(s)}{T_i(s)} = \frac{K}{T_c \cdot s + 1} \quad (3.9)$$

$$K = \frac{\text{Span Sinyal Output}}{\text{Span Sinyal Input}} \quad (3.10)$$

$$K = \frac{20-4 \text{ mA}}{100-0 \text{ Psi}} = 0,16 \quad (3.11)$$

Dimana:

P_0 = Tekanan terukur (mA)

P_i = Tekanan fluida (Psi)

K = Gain Transmitter

T_c = Time constant transmitter (detik) = 0,12 detik

Dari perhitungan diatas, pemodelan matematis dari transmitter dapat ditulis:

Pressure Transmitter:

$$\frac{T_0(s)}{T_i(s)} = \frac{0,16}{0,12.s + 1} \quad (3.12)$$

3.2.4 Level Control Valve

Untuk mendapatkan model matematis control valve, dapat didekati dengan sistem orde satu (Coughanowr, 1991) yaitu:

$$\frac{F(s)}{U(s)} = \frac{K_{cv}}{T_{cv}.s + 1} \quad (3.13)$$

Konstanta waktu dari control valve dapat dihitung dengan menggunakan rumus:

$$T_{cv} = T_v(\Delta V + R_v) \quad (3.14)$$

Aktuator pada control valve yang digunakan disini adalah diafragma. Pemilihan tersebut berhubungan dengan kecepatan waktu stroke dari control valve tersebut. Berdasarkan data spesifikasi control valve dan nilai ΔV didapat dari table perubahan fraksional terhadap posisi katup berdasarkan ukuran valve, perumusan konstanta waktu control valve menjadi :

$$\Delta V = \frac{73-0 \text{ lb/s}}{73 \text{ lb/s}} = 1 \quad (3.15)$$

$$T_v = \frac{Y_c}{C_v} \quad (3.16)$$

$$T_v = \frac{3,581}{64,388} = 0,056 \quad (3.17)$$

Dimana:

Y_c = factor stroking time valve (detik) = 3,851 detik

C_v = koefisien control valve = 64,388

$R_v = 0,03$, tipe diafragma

$$T_{cv} = 0,056(1 + 0,03) \quad (3.18)$$

$$T_{cv} = 0,057 \quad (3.19)$$

Gain total untuk control valve didapatkan dari perkalian antara gain *transducer* dan gain *control valve*. Pernyataan tersebut dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$K_{cv} = K_s \cdot K_v \quad (3.20)$$

Besar gain transmitter dirumuskan:

$$K = \frac{\text{Span_Sinyal_Output}}{\text{Span_Sinyal_Input}} \quad (3.21)$$

Sedangkan besar gain control valve dirumuskan:

$$K = \frac{\text{Span_Laju_Aliran}}{\text{Span_Tekanan}} \quad (3.22)$$

Dari data lampiran yang ada, maka besar dari traducer dan control valve diketahui:

$$K_s = \frac{(30-9) \text{ psi}}{(20-4) \text{ mA}} \quad (3.23)$$

$$K_v = \frac{73-0 \text{ lb/s}}{(30-9) \text{ psi}} \quad (3.24)$$

Setelah didapatkan harga gain untuk transducer dan control valve didapat gain total control valve yaitu sebesar :

$$K_{cv} = \frac{(30-9) \text{ psi}}{(20-4) \text{ mA}} \times \frac{73-0 \text{ lb/s}}{(30-9) \text{ psi}} = 4,5625 \frac{\text{lb/s}}{\text{mA}} \quad (3.25)$$

Dari perhitungan diatas, pemodelan matematis control valve dapat ditulis :

$$\frac{F(s)}{U(s)} = \frac{4,5625}{0,057.s + 1} \quad (3.26)$$

3.3.5 Pressure Control Valve

Seperti pemodelan matematis pada level control valve, pressure control valve dapat didekati dengan sistem orde satu, yaitu:

$$\frac{F(s)}{U(s)} = \frac{K_{cv}}{T_{cv}.s + 1} \quad (3.27)$$

Konstanta waktu dari control valve dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$T_{cv} = T_v (\Delta V + R_v) \quad (3.28)$$

$$\Delta V = \frac{82-0 \text{ lb/s}}{82 \text{ lb/s}} = 1 \quad (3.29)$$

$$R_v = 0,03, \text{ tipe diafragma}$$

$$T_v = \frac{Y_c}{C_v} \quad (3.30)$$

$$T_v = \frac{3,581}{1,794} = 1,996 \quad (3.31)$$

$$T_{cv} = 1,996(1 + 0,03) \quad (3.32)$$

$$T_{cv} = 2,056 \quad (3.33)$$

Gain total untuk control valve didapatkan dari perkalian antara gain transmitter dan gain control valve. Pernyataan tersebut dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$K_{cv} = K_s \cdot K_v \quad (3.34)$$

Dari data yang ada, maka besar dari traducer dan control valve diketahui :

$$K_s = \frac{(15 - 3) \text{ psi}}{(20 - 4) \text{ mA}} \quad (3.35)$$

$$K_v = \frac{82 - 0 \text{ lb/s}}{(15 - 3) \text{ psi}} \quad (3.36)$$

Setelah didapatkan harga gain untuk tranduser dan control valve didapat gain total control valve yaitu sebesar :

$$K_{cv} = \frac{(15 - 3) \text{ psi}}{(20 - 4) \text{ mA}} \cdot \frac{82 - 0 \text{ lb/s}}{(15 - 3) \text{ psi}} = 5,125 \frac{\text{kg}}{\text{s.psi}} \quad (3.37)$$

Dari perhitungan diatas, pemodelan matematis control valve dapat ditulis :

$$\frac{F(s)}{U(s)} = \frac{5,125}{2,056s + 1} \quad (3.37)$$

3.3 Penurunan Model Matematis *Steam Condensate Drum* dan *Heat Exchanger*

3.3.1 Pemodelan *Steam Condensate Drum*

3.3.1.1 Pemodelan *Level Steam Condensate Drum*

Tangki yang digunakan pada proses di *plant* adalah tangki tertutup yang bertekanan dengan bentuk verikal. Untuk mengetahui pemodelan tekanan dalam tangki menggunakan menggunakan kekekalan massa sebagai berikut :

$$C \frac{dP(t)}{dt} = \rho_k F_{Kin}(t) - \rho_k F_{Kout}(t) - \rho_v F_{Kout}(t) \quad (3.38)$$

Dimana massa jenis uap air :

$$\rho_v = \frac{M.P}{R.T} \quad (3.39)$$

$$C \frac{dP(t)}{dt} = \rho_k F_{Kin}(t) - \rho_k F_{Kout}(t) - \frac{M.P}{R.T} F_{out}(t) \quad (3.40)$$

Linierisasi :

$$C \frac{dP(t)}{dt} = \rho_L F_{Kin}(t) - \rho_k F_{Kout}(t) - \frac{M}{R.T} (\bar{P} F_{out}(t) + \overline{F_{out}} P(t)) \quad (3.41)$$

$$K = \frac{M}{R.T} \quad (3.42)$$

$$C \frac{dP(t)}{dt} + K \overline{F_{out}} P(t) = \rho_k F_{Kin}(t) - \rho_k F_{Kout}(t) - K \bar{P} F_{out}(t) \quad (3.43)$$

Persamaan *Laplace*-nya adalah:

$$(Cs + K \overline{F_{out}})P(s) = \rho_k F_{Kin}(s) - \rho_k F_{Kout}(s) - K \bar{P} F_{out}(s) \quad (3.44)$$

$$P(s) = \frac{\rho_k}{Cs + K \overline{F_{out}}} F_{Kin}(s) - \frac{\rho_k}{Cs + K \overline{F_{out}}} F_{out}(s) - \frac{K \bar{P}}{Cs + K \overline{F_{out}}} F_{out}(s) \quad (3.45)$$

Dimana :

C = Kapasitansi Tangki

M = Massa (ft³)

R = Konstanta gas = 8,63145 J/mol.K

T = Temperatur absolut (°F)

$\overline{F_{Kout}}$ = Laju aliran kondensat keluar drum (lb/s)

$\overline{F_{Kin}}$ = Laju aliran kondensat masuk drum (lb/s)

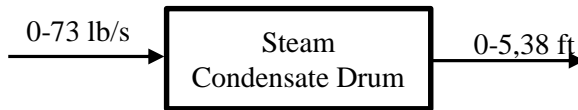
$\overline{F_v}$ = Laju aliran vapor keluaran drum (lb/s)

ρ_L = Massa Jenis Liquid (lb/ft³)

ρ_v = Massa Jenis Vapor (lb/ft³)

\bar{P} = Tekanan (Psi)

Pemodelan matematis steam drum digunakan untuk melakukan simulasi untuk mengontrol level sehingga dapat mengatur level control valve untuk membuka dan menutup.



Gambar 3.5 Proses pada *steam condensate drum*

Dalam memodelkan steam drum digunakan hukum kesetimbangan massa. Persamaan hukum kesetimbangan massa (kontinuitas), dapat dimodelkan sebagai berikut. (Stephanopoulos, 1984) :

Hukum kesetimbangan massa proses steam drum :

$$\left[\begin{array}{c} \text{Laju perubahan} \\ \text{massa dalam} \\ \text{steam drum} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Laju massa} \\ \text{feedwater input} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Laju massa} \\ \text{steam output} \end{array} \right] \quad (3.46)$$

Laju perubahan massa dalam steam drum dibagi menjadi 2 fase yaitu liquid/cair dan vapor/uap, sehingga persamaannya menjadi:

$$\dot{m}_{Ak} = \dot{m}_{Kin} - (\dot{m}_{Kout} + \dot{m}_v) \quad (3.47)$$

$$\frac{d(\rho_v V_v + \rho_K V_K)}{dt} = \dot{m}_{Kin} - \dot{m}_{Kout} - \dot{m}_v \quad (3.48)$$

Untuk fungsi level air dalam steam drum dapat dicari melalui hubungan volume tanki dengan ketinggian fluida:

$$\frac{dV_K}{dt} = A \frac{dh}{dt} \quad (3.49)$$

Dengan

V_{tot} : Volume total air dalam tabung

A : Luas Area tabung

L : Panjang Tabung

h : Tinggi Tabung

Sehingga fungsi Steam dalam *steam drum* boiler dapat dinyatakan dengan persamaan:

$$\frac{dV_v}{dt} = \frac{dV_{tot}}{dt} - A \frac{dh}{dt} \quad (3.50)$$

Substitusi Persamaan 3.50 ke persamaan 3.48.

$$\frac{d(\rho_v V_v)}{dt} + \frac{d(\rho_K V_K)}{dt} = \dot{m}_{Kin} - \dot{m}_{Kout} - \dot{m}_v \quad (3.51)$$

$$\rho_v \frac{d(V_v)}{dt} + \rho_K \frac{d(V_K)}{dt} = \dot{m}_{Kin} - \dot{m}_{Kout} - \dot{m}_v \quad (3.52)$$

$$\rho_v \frac{d(V_v)}{dt} + \rho_K \frac{d(V_K)}{dt} = \dot{m}_{Kin} - \dot{m}_{Kout} - \dot{m}_v \quad (3.53)$$

$$\rho_v \left(\frac{dV_{tot}}{dt} - A \frac{dh}{dt} \right) + \rho_K A \frac{dh}{dt} = \dot{m}_{Kin}(t) - \dot{m}_{Kout}(t) - \rho_v F_v(t) \quad (3.54)$$

$$\rho_v A \frac{dh_{tot}}{dt} - A \frac{dh}{dt} + \rho_K A \frac{dh}{dt} = \dot{m}_{Kin}(t) - \dot{m}_{Kout}(t) - \rho_v F_v(t) \quad (3.55)$$

Dengan dh_{tot} adalah konstanta, maka turunannya menjadi 0:

$$\rho_k A \frac{dh}{dt} - \rho_v A \frac{dh}{dt} = \dot{m}_{Kin}(t) - \dot{m}_{Kout}(t) - \rho_v F_v(t) \quad (3.56)$$

$$(\rho_k - \rho_v) A \frac{dh}{dt} = \dot{m}_{Kin}(t) - \dot{m}_{Kout}(t) - \rho_v F_v(t) \quad (3.57)$$

$$\text{Dengan } F_v = \beta \sqrt{h}, \quad (3.58)$$

$$(\rho_k - \rho_v) A \frac{dh}{dt} = \dot{m}_{Kin}(t) - \dot{m}_{Kout}(t) - \rho_v \beta \sqrt{h} \quad (3.59)$$

$$(\rho_k - \rho_v) A \frac{dh}{dt} + \rho_v \beta \sqrt{h} = \dot{m}_{Kin}(t) - \dot{m}_{Kout}(t) \quad (3.60)$$

Linierisasi dengan menggunakan *Deret Taylor* :

$$\beta \sqrt{h} = \beta \sqrt{h_s} + \left[\frac{d(\beta \sqrt{h})}{dh} \right]_{h=h_s} (h - h_s) + \left[\frac{d^2(\beta \sqrt{h})}{dh^2} \right]_{h=h_s} \frac{(h-h_s)^2}{2!} +$$

...

$$\beta \sqrt{h} = \beta \sqrt{h_0} + \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} (h - h_s) - \frac{\beta}{8\sqrt{h_s}^3} (h - h_s)^2 \quad (3.61)$$

Hilangkan orde dua dan orde tinggi sehingga menjadi :

$$\beta \sqrt{h} = \beta \sqrt{h_s} + \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} (h - h_s) \quad (3.62)$$

Substitusi Persamaan 3.61 ke 3.59 maka menjadi :

$$(\rho_k - \rho_v) A \frac{dh}{dt} + \rho_v \left[\beta \sqrt{h_s} + \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} (h - h_s) \right] = \dot{m}_{Kin}(t) - \dot{m}_{Kout}(t) \quad (3.62)$$

$$(\rho_k - \rho_v) A \frac{dh}{dt} + \rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} h = \dot{m}_{Kin}(t) - \dot{m}_{Kout}(t) - \frac{\beta}{2} \sqrt{h_s} \quad (3.63)$$

Persamaan *laplace* dari fungsi diatas adalah sebagai berikut :

$$(\rho_k - \rho_v) \cdot s \cdot H(s) + \rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} \cdot H(s) = \dot{m}_{Kin}(s) - \dot{m}_{Kout}(s) - \frac{\beta}{2} \sqrt{h_s} \quad (3.64)$$

$$H(s) (\rho_k - \rho_v) s + \rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} = \dot{m}_{Kin}(s) - \dot{m}_{Kout}(s) - \frac{\beta}{2} \sqrt{h_s} \quad (3.65)$$

$$H(s) \left[\frac{(\rho_k - \rho_v) \cdot s}{\rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}} + 1 \right] = \frac{2\sqrt{h_s}}{\rho_v \beta} \dot{m}_{Kin}(s) - \frac{2\sqrt{h_s}}{\rho_v \beta} \dot{m}_{Kout}(s) - \frac{\frac{\beta}{2} \sqrt{h_s}}{\rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}} \quad (3.66)$$

$$H(s) = \frac{\frac{2\sqrt{h_s}}{\rho_v \beta}}{\left[\frac{(\rho_k - \rho_v) \cdot s}{\frac{\beta}{\rho_v \frac{2\sqrt{h_s}}{2\sqrt{h_s}}}} + 1 \right]} \dot{m}_{Kin}(s) - \frac{\frac{2\sqrt{h_s}}{\rho_v \beta}}{\left[\frac{(\rho_k - \rho_v) \cdot s}{\frac{\beta}{\rho_v \frac{2\sqrt{h_s}}{2\sqrt{h_s}}}} + 1 \right]} \dot{m}_{Kout}(s) - \frac{\frac{\frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}}{\rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}}}{\left[\frac{(\rho_k - \rho_v) \cdot s}{\frac{\beta}{\rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}}} + 1 \right]} \quad (3.67)$$

$$H(s) = \frac{K_1}{(\tau \cdot s + 1)} \dot{m}_{Kin} - \frac{K_2}{(\tau \cdot s + 1)} \dot{m}_{Kout}(s) - \frac{K_3}{(\tau \cdot s + 1)} \quad (3.68)$$

dengan

$$K_1 = \frac{2\sqrt{h_s}}{\rho_v \beta}, K_2 = \frac{2\sqrt{h_s}}{\rho_v \beta}, K_3 = \frac{\frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}}{\rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}} \text{ dan } \tau = \frac{(\rho_k - \rho_v)}{\rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}} \quad (3.69)$$

Dengan memasukkan parameter yang telah didapatkan maka nilai gain dan time konstan adalah sebagai berikut :

$$K_1 = \frac{2\sqrt{1,345}}{0,081902 \cdot 0,75} = 37,754 \quad (3.70)$$

$$K_2 = \frac{2\sqrt{1,345}}{0,081902 \cdot 0,75} = 37,754 \quad (3.71)$$

$$K_3 = \frac{\frac{0,75}{2} \sqrt{1,345}}{0,081902 \frac{0,75}{2\sqrt{1,345}}} = \frac{0,75 \cdot 1,345}{0,00614} = 16,429 \quad (3.72)$$

$$\tau = \frac{(\rho_k - \rho_v) \cdot s}{\rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}}} = \frac{(60,5035 - 0,081902)}{0,081902 \frac{0,75}{2\sqrt{1,345}}} = 2281,53 \quad (3.73)$$

$$H(s) = \frac{37,754}{(2281,53 \cdot s + 1)} \dot{m}_{Kin} - \frac{37,754}{(2281,53 \cdot s + 1)} \dot{m}_{Kout}(s) - \frac{16,429}{(2281,53 \cdot s + 1)} \quad (3.74)$$

Dengan

\dot{m}_{Kin} = Laju aliran massa kondensat *input* (lb/s)

\dot{m}_{Kout} = Laju aliran massa kondensat *keluaran* (lb/s)

\dot{m}_v = Laju aliran massa *vapor* (lb/s)

ρ_v = Massa Jenis *vapor*

ρ_K = Massa jenis *kondensat*

- ρ_v = Massa jenis *vapor* (lb/ft^3)
 V_{st} = Volume *total steam*
 V_L = Volume *liquid*
 \dot{m}_{Kin} = Laju Aliran Masukan drum dari *heat exchanger* (ft^3/s)
 \dot{m}_{Kout} = Laju Aliran Keluaran drum (ft^3/s)
 \dot{m}_v = Laju Aliran *vapor reflux* ke *heat exchanger* (ft^3/s)
 h_s = Level *steady state* (ft) = 25 %, level maksimal = 0,25.5,38 ft = 1,345 ft
 h = Level *steam condensate drum* (ft)
 A = Luas Permukaan Tabung (ft^2)
 β = Presentase *steam* pada kondisi *steady state* di plant = 75 %

3.3.1.2 Pemodelan Laju Aliran Vapor Keluaran Steam Condensate Drum yang menuju Heat Exchanger

Pemodelan laju aliran massa vapor diperlukan karena aliran massanya akan *reflux* ke *heat exchanger* bersama steam yang berfungsi sebagai pemanas crude oil.

$$\dot{m}_v = \rho_v F_v = \rho_v \cdot \beta \sqrt{h} \quad (3.75)$$

$$= \rho_v \cdot \left(\beta \sqrt{h_s} + \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} (h - h_s) \right) \quad (3.76)$$

$$= \rho_v \cdot \left(\beta \sqrt{h_s} + \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} h - \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} h_s \right) \quad (3.77)$$

$$\frac{d\dot{m}_v}{dt} = \rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} \frac{dh}{dt} - \rho_v \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} h_s + \rho_v \cdot \beta \sqrt{h_s} \quad (3.78)$$

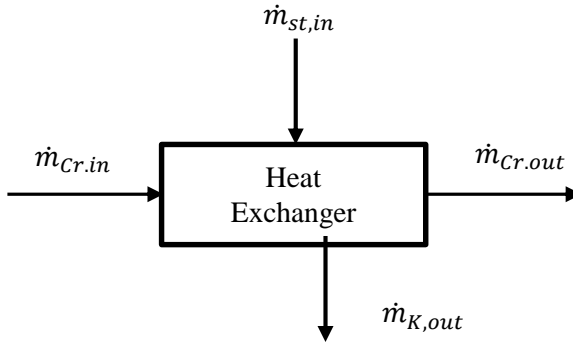
$$\frac{d\dot{m}_v}{dt} = \frac{0,081902 \cdot 0,75}{2\sqrt{1,345}} \frac{dh}{dt} - \rho_v \frac{0,75}{2\sqrt{1,345}} 1,345 + 1,345 \cdot 0,75 \sqrt{1,345} \quad (3.79)$$

$$\frac{d\dot{m}_v}{dt} = 0,0265 \frac{dh}{dt} + 0,7349 \quad (3.80)$$

$$\dot{m}_v(s) = 0,0265 h(s) + 0,7349 \quad (3.81)$$

3.3.2 Pemodelan *Heat Exchanger*

Penurunan model matematis pada *heat exchanger* menggunakan hukum kesetimbangan massa dan energi sebagai berikut (Stephanopoulos, 1984) :



Gambar 3.6 Proses pada *heat exchanger*

Hukum Kesetimbangan massa :

$$\left[\frac{\text{Akumulasi massa}}{\text{waktu}} \right] = \left[\frac{\text{massa masuk}}{\text{waktu}} \right] - \left[\frac{\text{massa keluar}}{\text{waktu}} \right] \quad (3.82)$$

$$\frac{d(\rho Ah)}{dt} = \rho F_{cr,in} - \rho F_{cr,out} \quad (3.83)$$

$$A \frac{dh}{dt} = F_{cr,in} - F_{cr,out} \quad (3.84)$$

Dengan :

ρ = Kerapatan *crude oil*

$F_{cr,in}$ = Laju alir masukan *crude oil*

$F_{cr,out}$ = Laju alir keluaran *crude oil*

Kesetimbangan Energi :

$$\left[\frac{\text{Akumulasi energi}}{\text{waktu}} \right] = \left[\frac{\text{energi masuk}}{\text{waktu}} \right] - \left[\frac{\text{energi keluar}}{\text{waktu}} \right] + \left[\frac{\text{energi steam}}{\text{waktu}} \right] \quad (3.85)$$

$$\frac{d[\rho Ah c_p (T_{cr,out} - T_{ref})]}{dt} = \rho_{cr,in} F_{cr,in} c_{p,cr} (T_{cr,out} - T_{ref}) - \rho_{cr,out} F_{cr,out} c_p (T_{cr,out} - T_{ref}) + Q_{st} \quad (3.86)$$

Dimana :

- c_p = Kalor spesifik (BTU/lb)
- $T_{cr,in}$ = Temperatur cairan masuk ($^{\circ}F$)
- $T_{cr,out}$ = Temperatur cairan keluar ($^{\circ}F$)
- T_{ref} = Temperatur cairan yang diinginkan ($^{\circ}F$)
- Q = Energi panas steam (BTU/detik)

Penyederhanaan persamaan 3.85 dengan asumsi $T_{ref}=0$ dan $\rho =$ konstan ,

$$A \frac{d(hT)}{dt} = F_{cr,in} T_{cr,in} - F_{cr,out} T_{cr,out} + \frac{Q_{st}}{\rho_{cr} c_{p,cr}} \quad (3.87)$$

Substitusi persamaan 3.87 ke persamaan 3.85 menjadi:

$$\begin{aligned} A \frac{d(hT_{cr,out})}{dt} &= Ah \frac{d(T_{cr,out})}{dt} + AT_{cr,out} \frac{d(h)}{dt} \\ &= Ah \frac{dT_{cr,out}}{dt} + T_{cr,out} (F_{cr,in} - F_{cr,out}) \end{aligned} \quad (3.88)$$

$$Ah \frac{dT_{cr,out}}{dt} + T_{cr,out} (F_{cr,in} - F_{cr,out}) = F_{cr,in} T_{cr,in} - F_{cr,out} T_{cr,out} + \frac{Q_{st}}{\rho_{cr} c_{p,cr}} \quad (3.89)$$

$$Ah \frac{dT_{cr,out}}{dt} = F_{cr,in} (T_{cr,in} - T_{cr,out}) + \frac{\dot{m}_{st} \cdot c_{p,cr} (T_{st,in} - T_{st,out})}{\rho_{cr} c_{p,cr}} \quad (3.90)$$

$$Ah \frac{dT}{dt} + F_{cr,in} T_{cr,out} = F_{cr,in} T_{cr,in} + \frac{\dot{m}_{st} \cdot c_{p,cr} (T_{st,in} - T_{st,out})}{\rho_{cr} c_{p,cr}} \quad (3.91)$$

$$\frac{Ah}{F_{cr,in}} \frac{dT_{cr,out}}{dt} + T_{cr,out} = T_{cr,in} + \frac{c_{p,cr} (T_{st,in} - T_{st,out})}{\rho_{cr} c_{p,cr} \cdot F_{cr,in}} \cdot \dot{m}_{st} \quad (3.92)$$

Persamaan *Laplace*-nya adalah :

$$T_{cr,out}(s)(\tau s + 1) = T_{cr,in}(s) + \frac{c_{p,cr}(T_{st,in} - T_{st,out})}{\rho_{cr} c_{p,cr} F_{cr,in}} \cdot \dot{m}_{st}(s) \quad (3.93)$$

Dengan :

$$\tau = \frac{Ah}{F_{cr,in}} = \frac{V_t}{F_{cr,in}} \quad (3.94)$$

Sehingga fungsi tranfernya adalah :

$$T_{cr,out}(s) = \frac{1}{(\tau s + 1)} \cdot T_{cr,in}(s) + \frac{c_{p,cr}(T_{st,in} - T_{st,out})}{\rho_{cr} c_{p,cr} F_{cr,in}} \cdot \frac{1}{(\tau s + 1)} \cdot \dot{m}_{st}(s) \quad (3.95)$$

$$T_{cr,out}(s) = \left(\frac{1}{\frac{6,2789}{9,52} s + 1} \right) T_{cr,in}(s) + \left(\frac{1}{\frac{6,2789}{9,52} s + 1} + \frac{0,139 \cdot (281,67 - 183,64) BTU/lb}{9,52 \cdot 0,59417 \times 50,058 lb/s \cdot BTU/lb^0 F} \right) \dot{m}_{st,out}(s) \quad (3.96)$$

$$T_{cr,out}(s) = \left(\frac{1}{0,6595 s + 1} \right) T_{cr,in}(s) + \left(\frac{1}{15,894 s + 24,1} \right) \dot{m}_{st,out}(s) \quad (3.97)$$

3.3.2.1 Pemodelan Laju Aliran Massa yang Masuk *Heat Exchanger*

Laju aliran yang memasuki *heat exchanger* merupakan penjumlahan dari laju aliran steam ditambah dengan laju aliran *vapor* keluaran *steam drum*. Pemodelan laju aliran tersebut direpresentasikan melalui persamaan 3.99.

$$\dot{m}_{in,Hex}(s) = \dot{m}_{st}(s) + \dot{m}_v(s) \quad (3.98)$$

$$\dot{m}_{in,Hex}(s) = \dot{m}_{st}(s) + 0,0265h(s) + 0,7349 \quad (3.99)$$

3.3.2.2 Pemodelan Laju Aliran Massa Keluaran Kondensat *Heat Exchanger*

Pemodelan massa keluaran kondensat *heat exchanger* yang menjadi *input steam condensate drum* adalah sebagai berikut :

$$[massa\ masuk] = [massa\ keluar] \quad (3.100)$$

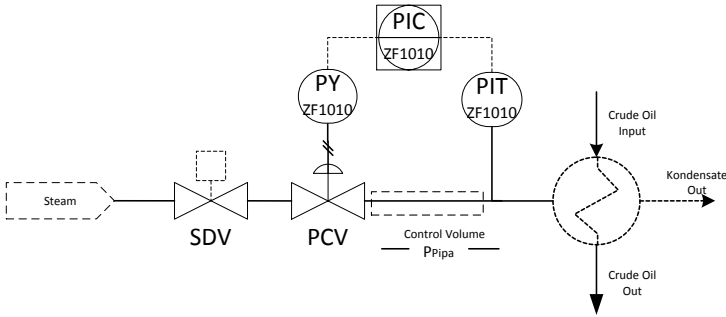
$$\dot{m}_{st} + \dot{m}_v = \dot{m}_{Kin} \quad (3.101)$$

Persamaan *Laplace*-nya adalah :

$$\dot{m}_{st}(s) + \dot{m}_v(s) = \dot{m}_{Kin}(s) \quad (3.102)$$

3.3.3 Pemodelan Tekanan pada Pipa

Pemodelan matematis penurunan tekanan pipa dilakukan untuk mengendalikan tekanan agar tekanan yang masuk *heat exchanger* masih sesuai dengan range operasi. Pemodelan pada pipa seperti terlihat pada gambar di bawah ini yaitu pada kontrol volume yang terdapat pada garis boundary.



Gambar 3.7 *Control volume* pada pipa

Fungsi Transfer pemodelan pipa adalah sebagai berikut:

$$P_{Pipa} = 0,04839 \cdot K \left(1 + \frac{3,6}{d_1} \right) \frac{L}{\rho_{st} \cdot d_1^5} \cdot \dot{m}_{st}^2 \quad (3.103)$$

$$\frac{d}{dt} \left[P_{Pipa} = 0,04839 \cdot K \left(1 + \frac{3,6}{d_1} \right) \frac{L}{\rho_{st} \cdot d_1^5} \cdot \dot{m}_{st}^2 \right] \quad (3.104)$$

$$\frac{dP_{Pipa}}{dt} = A \cdot \frac{d \dot{m}_{st}^2}{dt} \quad (3.105)$$

$$\frac{dP_{Pipa}}{dt} = 2A \cdot Q \frac{d \dot{m}_{st}}{dt} \quad (3.106)$$

Persamaan *Laplace*-nya adalah :

$$s.P_{Pipa}(s) = 2.A.\dot{m}_{st}(s).\dot{m}_{st}(s).s \quad (3.107)$$

$$P_{Pipa}(s) = 0,04839.K \left(1 + \frac{3,6}{d_1} \right) \frac{2.L}{\rho_{st}.d_1^5} \cdot \frac{1}{s} \dot{m}_{st}(s).\dot{m}_{st}(s) \quad (3.108)$$

$$P_{Pipa}(s) = 0,04839.0,026 \left(1 + \frac{3,6}{12} \right) \frac{2.1.60}{0,081902.12^5} \cdot \frac{s}{s} \dot{m}_{st}(s).\dot{m}_{st}(s) \quad (3.109)$$

$$P_{Pipa}(s) = \frac{s}{848,98.s} \dot{m}_{st}^2(s) \quad (3.110)$$

Dimana:

P = Perbedaan Tekanan antara dua titik pada pipa (lb/in²)

K = Konstanta untuk steam = 0,026

d_1 = diameter dalam pipa (inch)

L = Panjang Pipa (ft)

\dot{m}_{st} = Laju Aliran Massa (lb/s)

ρ_{st} = Massa Jenis Steam (lb/ft³)

3.4 Pengujian Sistem Pengendalian Menggunakan Penalaan Metode *Zieglers-Nichols*

Simulasi sistem pengendalian dilakukan dengan melakukan uji *open loop*. Uji *open loop* dilakukan pada setiap instrumen untuk mengetahui apakah model matematis *transmitter* dan *control valve* yang telah dibuat telah merepresentasikan keadaan seperti pada *datasheet*. Pada bagian unit operasi (*heat exchanger* dan *steam condensate drum*) dan *control volume* pipa untuk mendapatkan karakteristik respon proses yang tepat dan sesuai proses di lapangan maka diperlukan uji *open loop* dengan menyertakan *control valve* namun tanpa pemasangan *transmitter* dan *kontroler*

serta *load* dianggap tetap untuk kemudian melihat respon keluarannya.

Selanjutnya, Metode pengujian sistem pengendalian dilakukan dengan melakukan uji *close loop* yang merupakan gabungan antara kontroler, aktuator, *plant* dan *transmitter*. Untuk mendapatkan hasil respon dengan performansi yang baik diperlukan penalaan pada bagian kontroler.

Pada penelitian ini penalaan menggunakan metode *Ziegler-Nichols*. Pada metode ini terdapat dua karakteristik dinamik yaitu:

- *Ultimate gain* (K_c)
- *Ultimate Periode* (T_c)

Langkah-langkah eksperimennya antara lain:

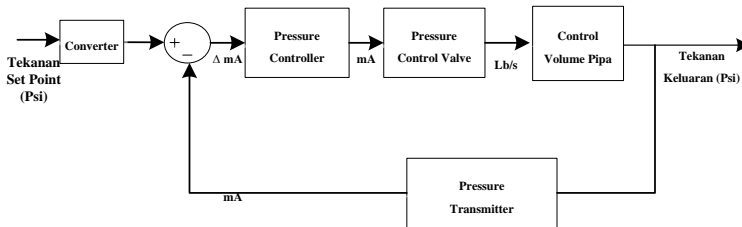
1. Set Kontroler hanya P saja (atur T_i pada harga maksimum atau minimum dan T_d nol)
2. Set otomatis sampai PB terjadi amplitudo yang tetap. catat harga PB (K_c)
3. Dari catatan waktu yang dikontrol periode osilasi diukur dan dicatat sebagai T_u
4. Kemudian memasukkan parameter K_c dan T_u pada tabel *Ziegler-Nichols Quarter Decay Tuning*

3.5 Simulasi Sistem Pengendalian Umpan balik dan Cascade Level-Temperatur

3.5.1 Simulasi Sistem Pengendalian Umpan Balik Tekanan Steam

Pengendalian tekanan *steam* diperlukan untuk mencegah *heat exchanger* dari *overpressure* dan untuk menjaga agar tekanan yang masuk pada *heat exchanger* sesuai untuk proses pemanasan *crude oil*.

Berikut merupakan blok diagram sistem pengendalian tekanan pada *steam*:



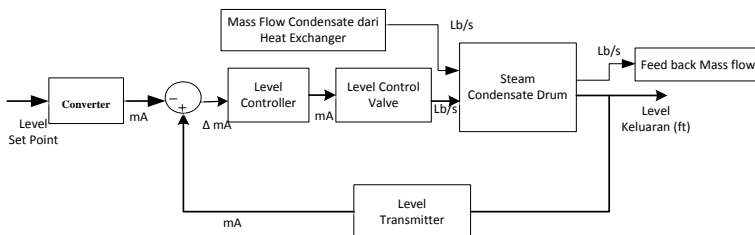
Gambar 3.8 Diagram blok pengendalian umpan balik tekanan *steam* yang masuk *heat exchanger*

3.5.2 Simulasi Sistem Pengendalian *Cascade Level Steam Condensate Drum* dan Temperatur pada *Heat Exchanger*

Pada penelitian ini dilakukan simulasi *cascade* level-temperatur untuk mengendalikan proses pemanasan *crude oil* agar sesuai *set value* yang diinginkan. Sistem pengendalian *cascade* memiliki dua loop pengendalian, yang pertama *loop* kontrol utama (*master loop*) dan *loop* kontrol sekunder (*slave loop*)

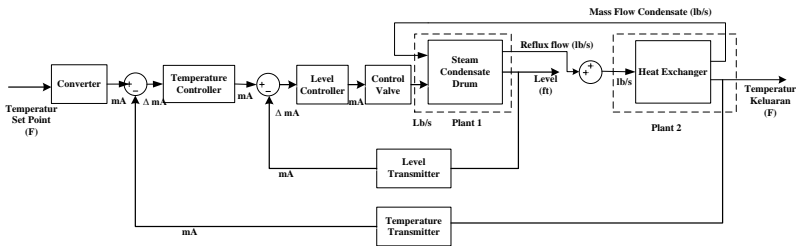
Pada penelitian kali ini, *loop* kontrol sekunder berupa pengendalian level pada *steam condensate drum*, sedangkan pada bagian *loop* kontrol utama adalah berupa pengendalian temperatur pada *heat exchanger*.

Blok diagram dibawah ini adalah pengendalian level pada *steam condensate drum* yang berperan sebagai *loop* kontrol sekunder pada pengendalian *cascade* level-temperatur.



Gambar 3.9 Diagram blok sistem pengendalian umpan balik level pada *steam condensate drum*

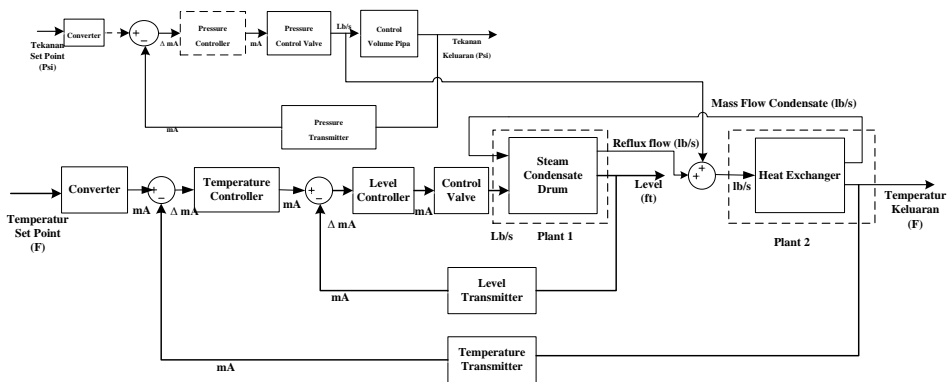
Adapun diagram blok dibawah ini adalah gabungan dari pengendalian level dan temperatur yang kemudian menjadi pengendalian *cascade* level-temperatur.



Gambar 3.10 Desain sistem pengendalian *cascade* level pada *steam condensate drum* dan temperatur pada *heat exchanger*

3.5.3 Simulasi Penggabungan Sistem Pengendalian Umpan balik Tekanan *steam* dengan *Cascade Level Steam Condensate Drum* dan Temperatur pada *Heat Exchanger*

Untuk menjawab permasalahan penelitian, maka dilakukan penggabungan antara dua sistem pengendalian yaitu sistem pengendalian umpan balik tekanan *steam* dengan sistem pengendalian *cascade* level *steam condensate drum* dengan temperatur pada *heat exchanger*. Dari penggabungan tersebut dilakukan simulasi dengan merubah tekanan *inlet* yang masuk ke *heat exchanger*, kemudian mass flow keluaran pressure control valve (PCV) menjadi masukan *heat exchanger*. Setelah itu pengendalian *cascade* melakukan proses pengendalian terhadap nilai *set point* temperatur. Kemudian respon sistem dapat dilihat, apakah sistem *cascade* mampu mempertahankan nilai set point atau tidak.



Gambar 3.11 Diagram blok penggabungan pengendalian umpan balik *steam* dan *cascade level-temperatur* pada *heat exchanger* dan *steam condensate drum*

Setelah didapatkan model sistem secara keseluruhan, langkah selanjutnya yaitu melakukan pengujian tiap-tiap instrument maupun pengendalian umpan balik tekanan *steam* dan *cascade level-temperatur*. Adapun hasil dari pengujian tersebut dianalisa pada Bab IV.

3.6 Analisa dan Penarikan Kesimpulan

Dari simulasi pengujian yang telah dilakukan didapatkan data-data yang kemudian di analisa untuk menjawab tujuan dalam bentuk kesimpulan tugas akhir. Analisa data dilakukan pada saat perubahan parameter laju aliran *steam* dan temperatur *crude oil input*.

3.7 Pembuatan Laporan Akhir

Setelah selesai melakukan simulasi yang kemudian mendapatkan kesimpulan kemudian keseluruhan kegiatan penelitian di tulis kedalam bentuk laporan akhir agar kegiatan selama penelitian dapat dipertanggungjawabkan dan berguna bagi peneliti selanjutnya.

BAB IV

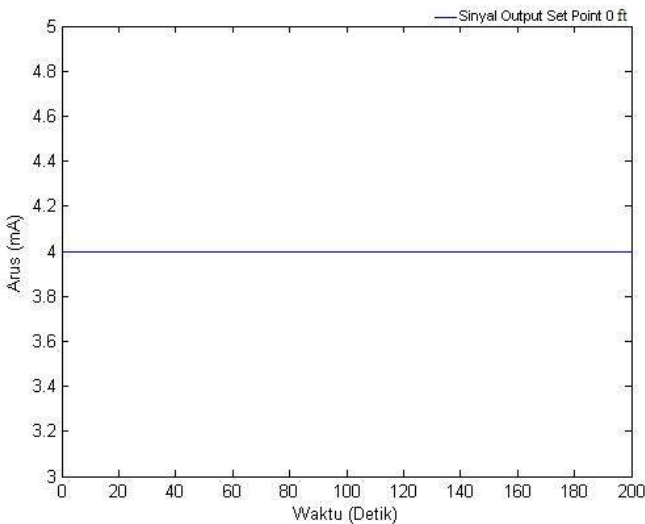
HASIL DAN PEMBAHASAN

Pada bab IV ditampilkan hasil analisa pemodelan Simulink Matlab yang telah dibahas sebelumnya (Bab III). Analisa yang dilakukan adalah dengan menguji respon tiap komponen sistem serta sistem secara keseluruhan dengan masukan sinyal step, kemudian menganalisa grafik respon dinamik dari proses.

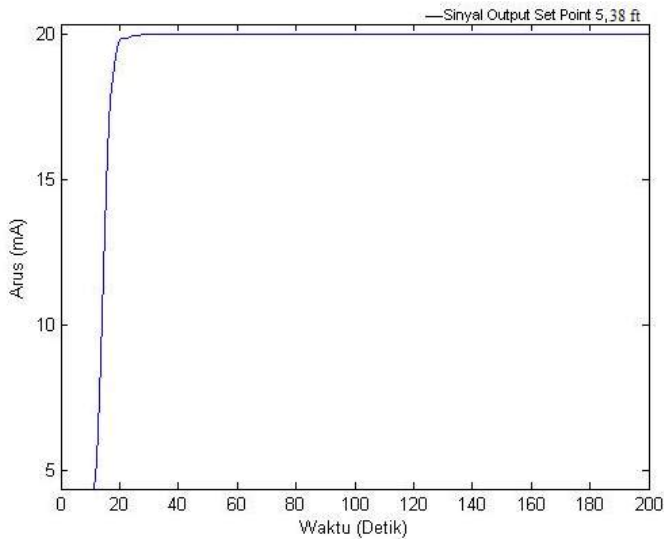
4.1 Pengujian Komponen Instrumen

4.1.1 Pengujian *Level Transmitter*

Pada pengujian *level transmitter* diberikan masukan level dari 0 ft sampai 5,38 ft (sesuai tinggi *steam condensate drum*).



Gambar 4.1 Hasil pengujian *level transmitter* dengan Sinyal Input 0 ft

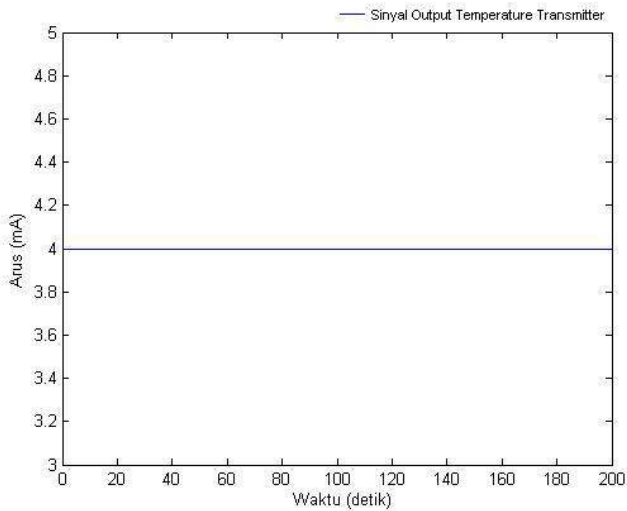


Gambar 4.2 Hasil pengujian *level transmitter* dengan Sinyal Input 5,38 ft

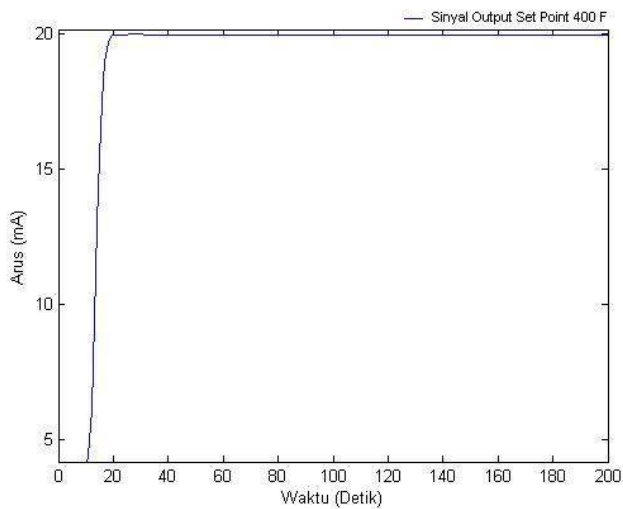
Pada grafik diatas menunjukkan bahwa *level transmitter* bekerja dengan baik karena mampu mencapai *set point*, dengan masukan batas bawah rentang sensor 0 ft dengan keluaran 4 mA dan dengan masukan 5,38 ft dengan keluaran 20 mA.

4.1.2 Pengujian *Temperatur Transmitter*

Simulasi pengujian *temperatur transmitter* dilakukan untuk mengetahui performansi sensor dengan masukan berupa sinyal uji *step* dengan besar masukan yaitu 0-400 F dengan keluaran sinyal arus standar yaitu 4-20 mA.



Gambar 4.3 Hasil pengujian *temperature transmitter* dengan Sinyal Input 0 °F

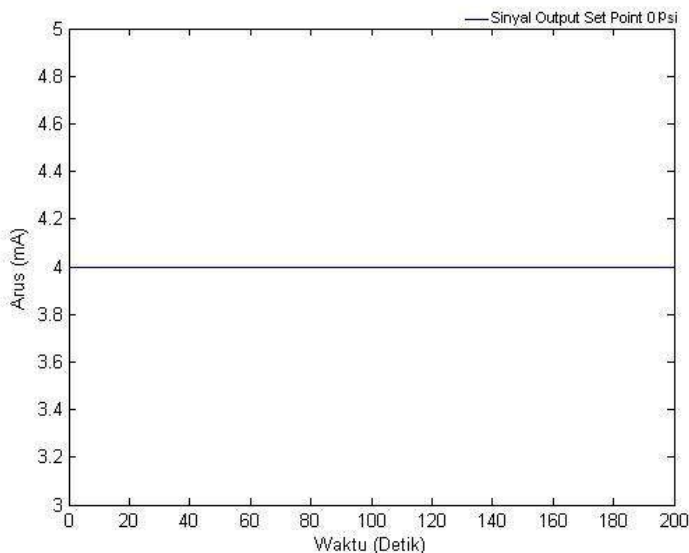


Gambar 4.4 Hasil pengujian *temperature transmitter* dengan Sinyal Input 400 °F

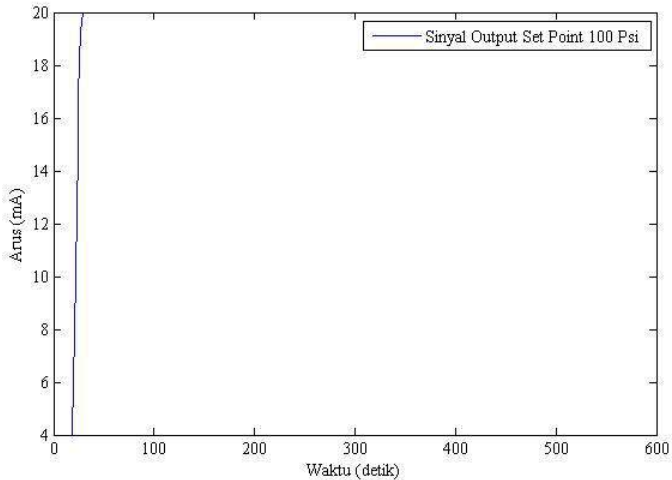
Dari hasil simulasi diketahui bahwa *temperature transmitter* memiliki performansi yang baik. Hal ini ditunjukkan pada respon dari simulasi yaitu pada masukan 0 °F mampu mengeluarkan sinyal keluaran 4 mA , dan pada batas atas sensor diberikan masukan 400 °F mampu mengeluarkan keluaran 20 mA.

4.1.3 Pengujian *Pressure Transmitter*

Simulasi pengujian *pressure transmitter* dilakukan untuk mengetahui performansi sensor dengan masukan berupa sinyal uji step dengan besar masukan yaitu 0-100 Psi dengan keluaran sinyal arus standard yaitu 4-20 mA.



Gambar 4.5 Hasil pengujian *pressure transmitter* dengan Sinyal Input 0 Psi

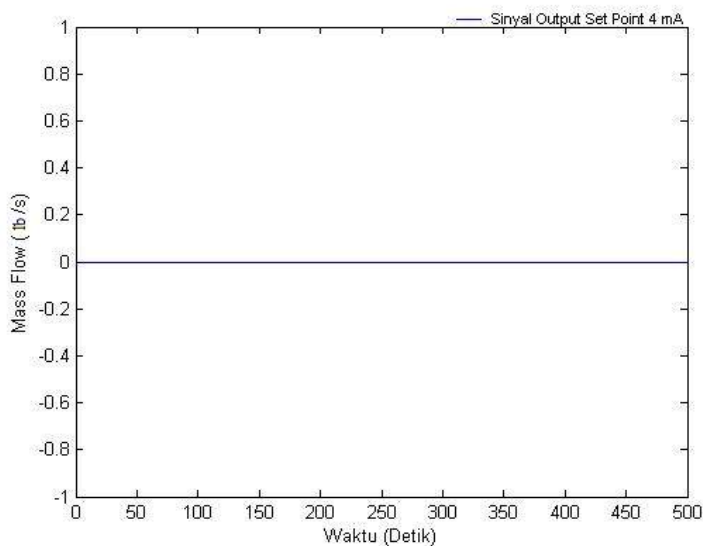


Gambar 4.6 Hasil pengujian *pressure transmitter* dengan Sinyal Input 100 Psi

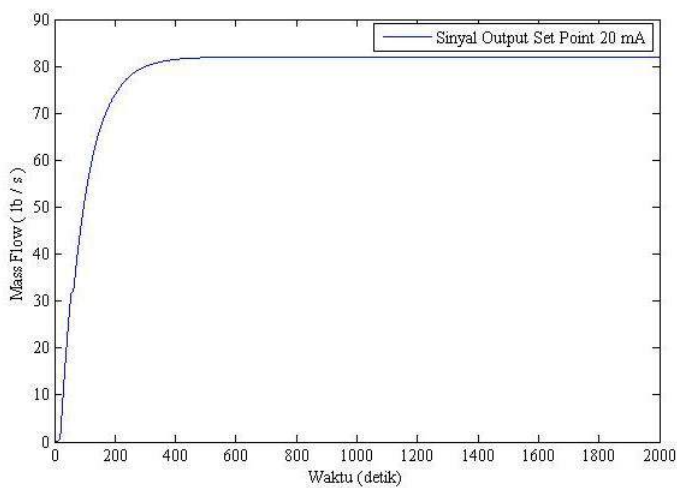
Dari hasil simulasi diketahui bahwa *pressure transmitter* memiliki performansi yang baik. Hal ini ditunjukkan pada respon dari simulasi yaitu pada masukan 0 Psi mampu mengeluarkan sinyal keluaran 4 mA , dan pada batas atas sensor diberikan masukan 100 Psi mampu mengeluarkan keluaran 20 mA.

4.1.4 Level Control Valve

Dalam pengujian *control valve* menggunakan sinyal uji *step*, dengan masukan arus standar 4-20 mA dengan keluaran aliran 0-82 lb/s. Pada pengujian ini diharapkan mendapatkan performansi yang baik dari *control valve*.



Gambar 4.7 Hasil pengujian *level control valve* dengan Sinyal Input 4 mA



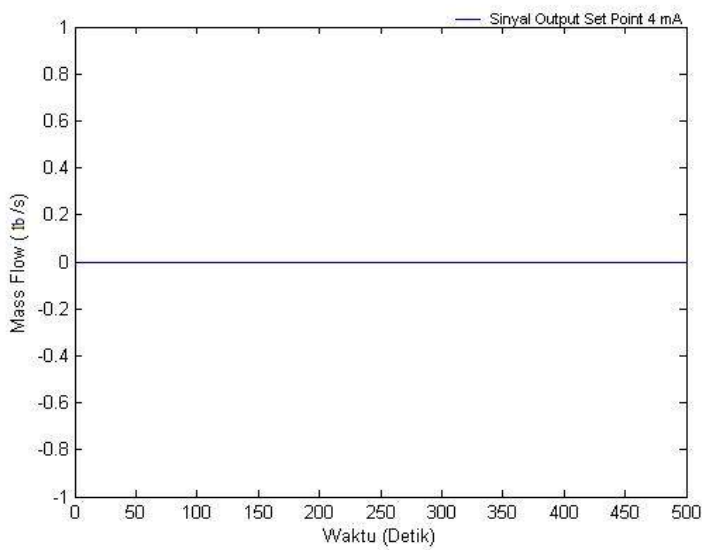
Gambar 4.8 Hasil pengujian *level control valve* dengan Sinyal Input 20 mA

Dari hasil analisa respon dinamik diatas diketahui *control valve* dapat bekerja dengan baik karena mampu memberikan *output* sesuai *input* yang diberikan. Saat *input* 4 mA, *control valve* mengalirkan laju steam sebesar 0 lb/s, dan pada input 20 mA , *control valve* mampu mengalirkan steam sebesar 82 lb/s.

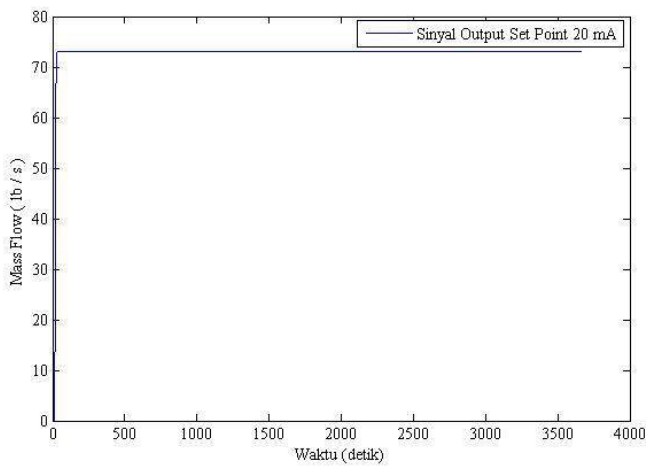
Dari hasil analisa respon dinamik diatas diketahui *control valve* dapat bekerja dengan baik karena mampu memberikan keluaran sesuai masukan yang diberikan. Saat masukan 4 mA, *control valve* mengalirkan laju kondensat sebesar 0 lb/s, dan pada masukan 20 mA, *control valve* mampu mengalirkan kondensat sebesar 82 lb/s.

4.1.5 Pressure Control Valve

Dalam pengujian *control valve* menggunakan sinyal uji *step*, dengan masukan arus standar 4-20 mA dengan keluaran aliran 0-73 lb/s. Pada pengujian ini diharapkan mendapatkan performansi yang baik dari *control valve*.



Gambar 4.9 Hasil pengujian *pressure control valve* dengan Sinyal Input 4 mA



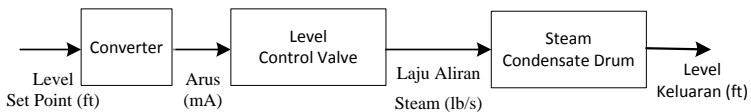
Gambar 4.10 Hasil pengujian *pressure control valve* dengan Sinyal Input 20 mA

Dari hasil analisa respon dinamik diatas diketahui *control valve* dapat bekerja dengan baik karena mampu memberikan keluaran sesuai masukan yang diberikan. Saat masukan 4 mA, *control valve* mengalirkan laju *steam* sebesar 0 lb/s, dan pada masukan 20 mA , *control valve* mampu mengalirkan *steam* sebesar 73 lb/s.

4.2 Pengujian Plant

4.2.1 Pengujian *Steam Condensate Drum*

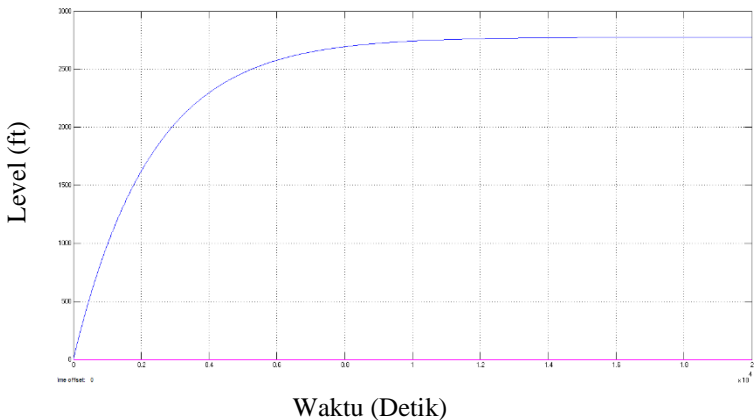
Pengujian pemodelan *steam drum* dilakukan dengan melakukan uji open loop, yaitu uji tanpa adanya transmitter dan kontroler, diagram bloknya dapat dilihat pada Gambar 4.11 :



Gambar 4.11 Diagram blok uji *open loop steam condensate drum*

Pengujian model *steam condensate drum* dilakukan dengan memberikan sinyal masukan *step* dengan masukan laju aliran massa 0-73 lb/s dengan keluaran 0-5,38 ft. Model matematis *Steam condensate drum* seperti pada persamaan 3.74.

Dari simulasi *Simulink Matlab* didapatkan respon dinamik seperti di bawah Gambar 4.12 dan 4.13 :

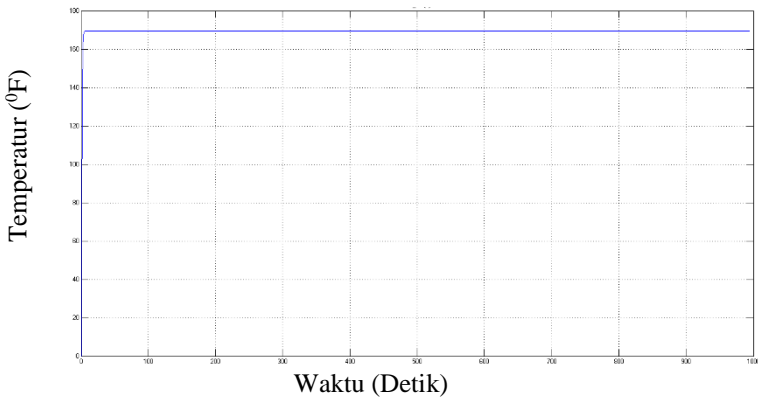


Gambar 4.12 Hasil pengujian *steam condensate drum* set point 5,38 ft

Dari hasil respon dinamik diatas, diketahui bahwa ketika unit operasi *steam condensate drum* diberikan masukan sebesar 5,38 ft, sistem mengalami keadaan mantap pada level 2777 ft, karena sistem mengalami melebihi range level yang diinginkan, maka perlu ditambahkan kontroler untuk membatasi level yang keluaran *steam condensate drum* dengan level maksimal sebesar 5,38 ft.

4.2.2 Pengujian *Heat Exchanger*

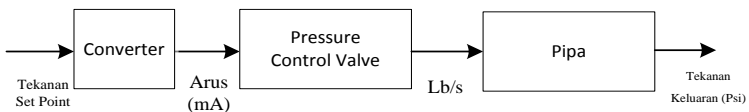
Pengujian *heat exchanger* dilakukan untuk mem-validasi model matematis yang didapatkan. Validasi tersebut digunakan untuk menilai baik buruknya model matematis yang telah dibuat. Validasi dilakukan dengan merubah-ubah laju aliran massa dari *steam* dan memasukkan pada model matematis. Model matematis *heat exchanger* terbagi menjadi proses dan *disturbance*. Pada simulasi menggunakan *Simulink Matlab* dilakukan validasi *heat exchanger* dilakukan dengan memberikan sinyal masukan *step* pada model *open loop*. Validasi dibawah ini dilakukan untuk mengetahui apakah model dibawah ini bisa mencapai *set point* yang diharapkan. Grafik dibawah ini merupakan hasil simulasi pada *Simulink Matlab* berdasarkan persamaan 3.97.



Gambar 4.13 Hasil pengujian proses *heat exchanger* sinyal masukan dengan *set point* 190°F dan input gangguan 168°F

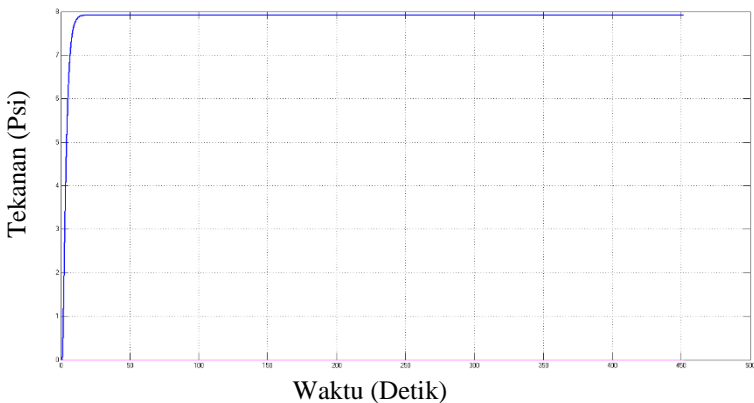
4.2.3 Pengujian Pemodelan Pipa

Pengujian pada *control volume* pipa dimaksudkan untuk mendapatkan pengaruh dinamika aliran massa karena adanya perbedaan tekanan. Adapun fungsi *transfer* dari pemodelan *pressure* pipa adalah pada persamaan 3.110.



Gambar 4.14 Diagram blok uji *open loop* pipa

Dari hubungan input tekanan keluaran dengan output laju aliran massa steam yang masuk ke *heat exchanger* didapatkan nilai hasil seperti pada Gambar 4.14, dari hasil plot grafik diatas didapatkan bahwa ketika tekanan nya 100 Psi nilai laju aliran massa sebesar 11,78 lb/s



Gambar 4.15 Hasil respon *open loop* pemodelan pipa

Dari hasil respon dinamik diatas, diketahui bahwa tekanan akan mengalami keadaan mantap ketika diberikan input 100 Psi yaitu memberikan keluaran sebesar 7,921 Psi, untuk membuat sistem mencapai set point maka harus dilakukan pengendalian yaitu dengan menambahkan gain yang dapat membuat sistem mencapai set point yang diharapkan.

4.3 Analisa Ketidaktercapaian Temperatur keluaran *Crude Oil* pada sistem Pengendalian Umpan Balik dan *Cascade level-temperature* yang ada di *Plant*

Energi panas yang dibawa *steam* berfungsi untuk memanaskan *crude oil* agar temperaturnya mampu mencapai *set point* yang diinginkan. Perpindahan panas tersebut berhubungan dengan laju perpindahan panas (Q_{Lepas}) yang dilepaskan *steam* dan yang diterima oleh *crude oil* (Q_{Terima}). Berdasarkan hukum kekekalan energi, bahwa semakin besar nilai laju perpindahan panas *crude oil* maka harus semakin besar pula nilai laju aliran massa *steam* atau temperatur *steam* sehingga dapat meningkatkan nilai dari *crude oil* sesuai *set point*, dari data yang diperoleh pada pengambilan data dinyatakan bahwa jumlah aliran massa *steam* yang masuk dibandingkan dengan jumlah aliran massa *crude oil* memiliki perbedaan sangat jauh yakni laju aliran massa *steam*

sebesar 0,005087 lb/s sedangkan laju aliran massa *crude oil* sebesar 19,89 lb/s. Energi panas yang dibangkitkan *steam* maupun energi panas yang dibutuhkan *crude oil* untuk mencapai set point terdapat pada persamaan 4.1 sampai 4.6.

$$Q_{Lepas} = m_{st} C_{p,st} (t_{st,in} - t_{st,out}) \quad (4.1)$$

$$= 0,005087 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \cdot 0,0291 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.F}} \cdot (281,67 - 183,64)^{\circ}\text{F} \quad (4.2)$$

$$= 0,0145 \frac{\text{BTU}}{\text{s}} \quad (4.3)$$

$$Q_{Terima} = m_{st} C_{p,cr} (t_{cr,out} - t_{cr,in}) \quad (4.4)$$

$$= 19,89 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \cdot 0,5197 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.F}} \cdot (172,37 - 158,33)^{\circ}\text{F} \quad (4.5)$$

$$= 165,925 \frac{\text{BTU}}{\text{s}} \quad (4.6)$$

Dari perhitungan diatas terlihat perbedaan yang cukup besar antara energi panas yang dilepaskan *steam* dibandingkan laju panas yang dibutuhkan *crude oil* untuk mencapai temperatur sesuai *set point*. Maka dari itu setelah *steam* melepas energi panas menuju *crude oil*, *steam* berubah fasa menjadi cair yaitu berupa kondensat. Terbentuknya kondensat pada heat exchanger dikarenakan energi yang dibawa steam kurang dari energi yang dibutuhkan *crude oil* untuk mencapai set point. Jika energi *steam* lebih besar dari energi *crude oil*, maka tidak akan terbentuk kondensat dalam *heat exchanger* sehingga proses pemanasan *crude oil* dapat berjalan dengan baik dan sistem kontrol dapat mengejar suhu *crude oil*.

Sistem pengendalian cascade level-temperatur yang terdapat pada *plant* akan disimulasikan dengan parameter kontrol yang ada di perusahaan dengan nilai parameter kontrol sebagai berikut :

Parameter kontrol pada pengendalian level di steam condensate drum :

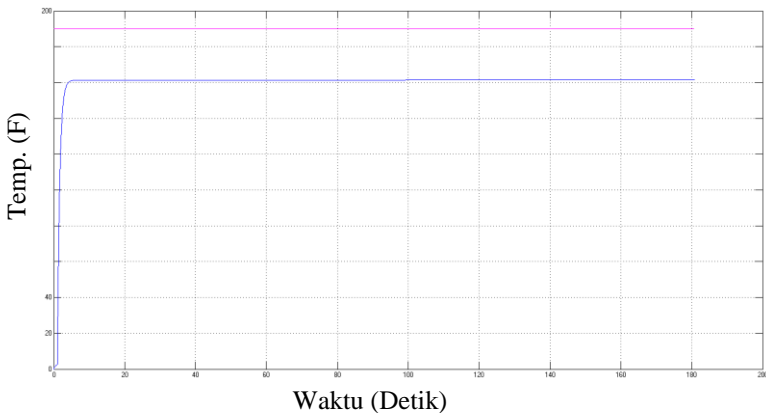
$$K_p = 0,01$$

$$T_i = 0,04$$

Sedangkan parameter kontrol pada *loop* utama, pengendalian temperatur memiliki parameter kontrol sebagai berikut :

$$K_p = 0,01$$

$$T_i = 0,04$$



Gambar 4.16 Simulasi pengendalian *cascade* level-temperatur menggunakan parameter kontrol yang terdapat di plant

Hasil respon pengendalian *cascade* level-temperatur menggunakan parameter kontrol yang ada di perusahaan dengan set point 190 menghasilkan nilai 161.4 °F, dari respon diatas dapat disimpulkan bahwa dengan menggunakan parameter kontrol yang ada, sistem pengendalian *cascade* tidak dapat mengejar *set point* yang diinginkan sehingga dalam akan dilakukan penalaan ulang sehingga sistem dapat mencapai *set point* yang diinginkan.

4.4 Pengujian dan Penalaan Sistem Pengendalian Umpan Balik Tekanan *Steam*

Steam masukan yang berasal dari *steam station* (SS) memiliki nilai tekanan yang tinggi melebihi nilai tekanan yang mampu ditampung oleh *heat exchanger*. Pada penelitian ini dilakukan penalaan pengendalian tekanan *steam* masukan agar *steam* yang masuk ke *heat exchanger* mampu dijaga sesuai *set point* agar laju aliran massa yang masuk ke *heat exchanger* sesuai dengan massa yang digunakan untuk membuat temperatur *crude oil* sesuai dengan *set point*.

Adapun model sistem pengendalian umpan balik tekanan *steam* masukan adalah seperti gambar 3.8. Untuk mendapatkan respon yang baik maka perlu dilakukan penalaan yang tepat, pada

penelitian ini dilakukan penalaan dengan menggunakan metode *Ziegler-Nichols*. Langkah-langkah nya seperti telah dijelaskan pada bab 3. Kemudian di dapatkan parameter dibawah ini :

- *Ultimate Gain* (K_c) = 1,57207763
- *Ultimate Period* (T_u) = 0,1485

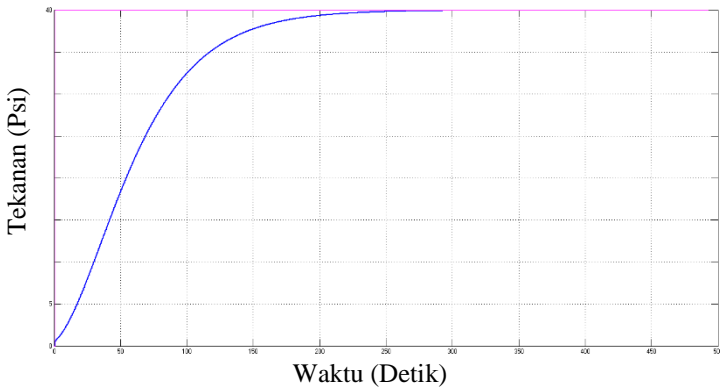
Dengan memasukkan kedua parameter diatas menggunakan metode *Ziegler-Nichols* pada tabel rumus *quarter decay tuning*.

Tabel 4.1 Rumus *Quarter Decay Tuning* pada pengendalian umpan balik tekanan *steam*

Tipe Kontroler	<i>Proportional gain, Kp</i>	<i>Integral Time, Ti</i>	<i>Derivative time, Td</i>
<i>Proporsional</i>	0,78604	-	-
<i>Proporsional-Integral</i>	0,71458	0,12379	-
<i>Proporsional-Integral-Derivatif</i>	1,31006	0,07427	0.018568

Setelah dilakukan simulasi menggunakan ketiga parameter pada Tabel 4.1 didapatkan bahwa mode kontrol PI merupakan mode kontrol yang paling baik dibandingkan mode kontrol P dan PID untuk menjaga tekanan sesuai dengan set point dengan nilai performansi berupa parameter antara lain IAE (*Integral Absolut Error*) sebesar 406.5, *time settling* sebesar 300 detik dan *maximum overshoot* sebesar 0 %.

Berikut adalah respon dari pengendalian dengan mode kontrol PI dengan nilai *set point* tekanan adalah 40 psi.



Gambar 4.17 Respon mode kontrol *proportional integral* (PI) pada sistem pengendalian tekanan *steam*

Dalam bahasan sebelumnya telah dibahas bahwa sistem pengendalian tekanan yang ada di plant menggunakan mode manual karena sistem pengendalian yang ada tidak dapat membuat temperatur *crude oil* sesuai *set point* kemudian dalam penelitian ini pengendalian umpan balik tekanan *steam* dijalankan secara otomatis dan telah didapatkan bahwa mode kontrol yang paling baik adalah mode kontrol tipe *proportional integral* (PI).

4.5 Pengujian dan Penalaan Sistem Pengendalian *Cascade* Level Temperatur untuk Sistem Pemanasan *Crude Oil*

Pada simulasi pada *Simulink Matlab*, telah dilakukan pemodelan pengendalian *cascade* level-temperatur dan diperlukan penalaan ulang kontroler agar kontroler yang ada mampu untuk menjaga temperatur *set point*. Aturan untuk menala sistem *cascade* adalah terlebih dahulu menala *loop* sekunder yang dalam hal ini adalah pengendalian level pada *steam condensate drum*, baru kemudian dilakukan penalaan pada *loop* utama yaitu pada pengendalian temperature pada *heat exchanger*. *Loop* sekunder pada *steam condensate drum* ditunjukkan pada gambar 3.9.

Untuk mendapatkan respon yang baik maka perlu dilakukan penalaan yang tepat, pada penelitian ini dilakukan penalaan dengan menggunakan metode *Zieglers-Nichols*. Langkah-langkah nya seperti telah dijelaskan pada Bab 3. Kemudian di dapatkan parameter dibawah ini:

- *Ultimate Gain* (K_c) = 0,4862
- *Ultimate Period* (T_u) = 0,03972

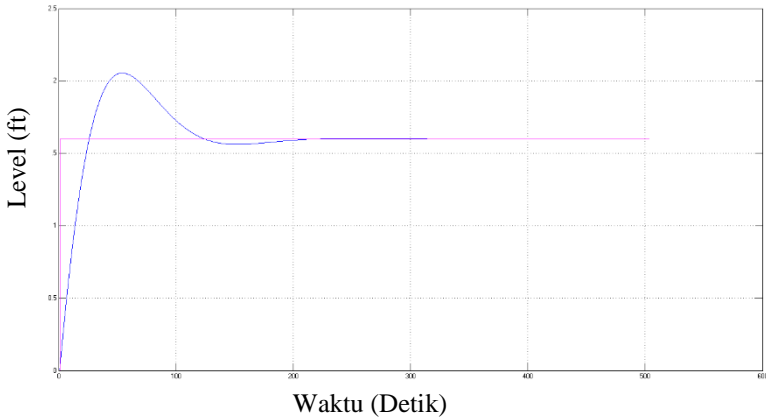
Dengan memasukkan kedua parameter diatas menggunakan metode *Zieglers-Nichols* pada tabel *quarter decay tuning*.

Tabel 4.2 Rumus *Quarter Decay Tuning* pada pengendalian level pada *steam condensate drum*

Type Kontroler	<i>Proportional gain, K_p</i>	<i>Integral Time, T_i</i>	<i>Derivative time, T_d</i>
<i>Proporsional</i>	0,2431	-	-
<i>Proporsional-Integral</i>	0,221	0,0331	-
<i>Proporsional-Integral-Derivatif</i>	0,286	0,01986	0,004965

Setelah itu, dilakukan simulasi menggunakan parameter kontrol diatas, dan didapatkan bahwa kontrol PI yang paling baik dibandingkan kedua kontrol lainnya. Dengan nilai IAE 132.1,

settling time 314.59 detik dan maximum overshoot 28.38 %. Hal ini tampak pada Gambar 4.18.



Gambar 4.18 Hasil penalaan *loop* sekunder sistem pengendalian level *steam condensate drum*

Setelah mendapatkan penalaan yang optimal, lalu dilakukan penggabungan *loop* sekunder dan utama pada pengendalian *cascade* level-temperatur yaitu tampak pada simulasi pada gambar 3.10.

Penalaan sistem pengendalian *cascade* level-temperatur menggunakan metode *Ziegler-Nichols* sehingga didapatkan kedua parameter dibawah ini :

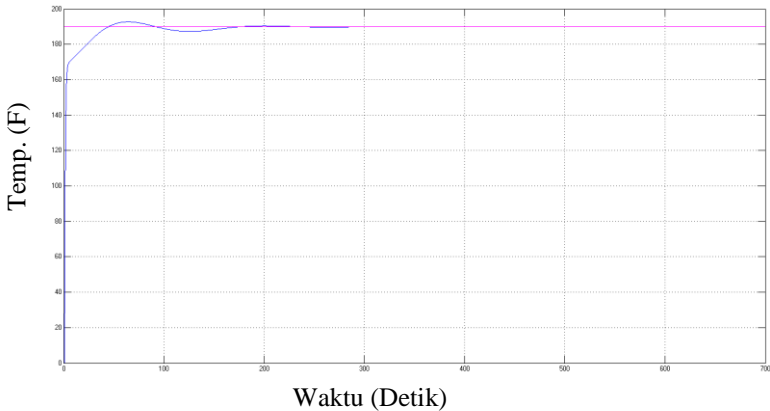
- *Ultimate Gain* (K_c) = 155,4234
- *Ultimate Period* (T_u) = 29,3016

Dengan memasukkan ketiga parameter diatas menggunakan pada formula *tuning* pada tabel metode *quarter decay tuning*, maka didapatkan parameter kontrol pada Tabel 4.1.

Tabel 4.3 Rumus *Quarter Decay Tuning* pada pengendalian cascade level-temperatur

Tipe Kontroler	Proportional gain, K_p	Integral Time, T_i	Derivative time, T_d
<i>Proporsional</i>	77,7177	-	-
<i>Proporsional-Integral</i>	70.647	24.418	-
<i>Proporsional-Integral-Derivatif</i>	91,4255	14,6508	3,6627

Dari parameter kontrol diatas, didapatkan bahwa kontrol PI yang paling baik dibandingkan kontrol P dan PID. Nilai K_p sebesar 70.647 dan nilai T_i sebesar 24.418 menit dengan *settling time* sebesar 284,94 detik, *maximum overshoot* (M_p) sebesar 1,42 %, IAE 42,3. Parameter ini tampak pada gambar 4.20.



Gambar 4.19 Hasil penalaan pengendalian *cascade* level-temperatur pada *heat exchanger* dan *steam condensate drum*

Pada Gambar 4.19, terlihat bahwa pengendalian *cascade* level-temperatur mampu mengejar *set point* sebesar 190 °F dengan nilai performansi yang baik.

4.6 Pengujian *Tracking Set Point* Sistem Pengendalian Secara Keseluruhan

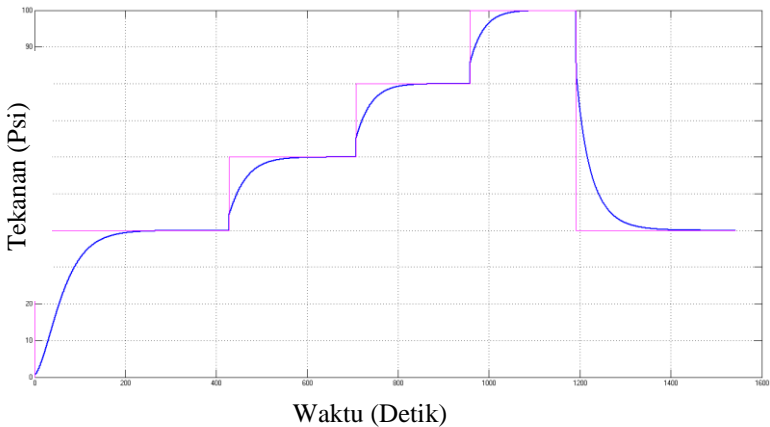
Pada tracking uji set point ini, dilakukan pengujian pada sistem pengendalian tekanan dan pengendalian *cascade* level-temperatur. Pada pengujian ini juga dilakukan untuk mengetahui performansi dari pengendalian yang telah kita buat.

Tabel 4.4 Hasil Uji *Tracking Set Point* Sistem Pengendalian Tekanan

Tekanan (Psi)	<i>Settling Time (Detik)</i>	<i>Maksimum Overshoot (%)</i>	<i>Integral Absolut Error (IAE)</i>
40	427	0	406,5
60	280	0	91.3
80	250	0	77
100	234.8	0	67,7
40	370.7	0	236,3

Pada bagian ini pengujian dilakukan dengan menaik-turunkan *set point* dalam hal ini yaitu temperatur keluaran *crude oil* sebesar harga yang diinginkan. Tujuan pada bagian ini adalah untuk mengetahui apakah respon kontroler tetap sesuai *set point* walaupun nilainya dinaik/turunkan sesuai yang diinginkan.

Responnya dapat dilihat pada Gambar 4.20.

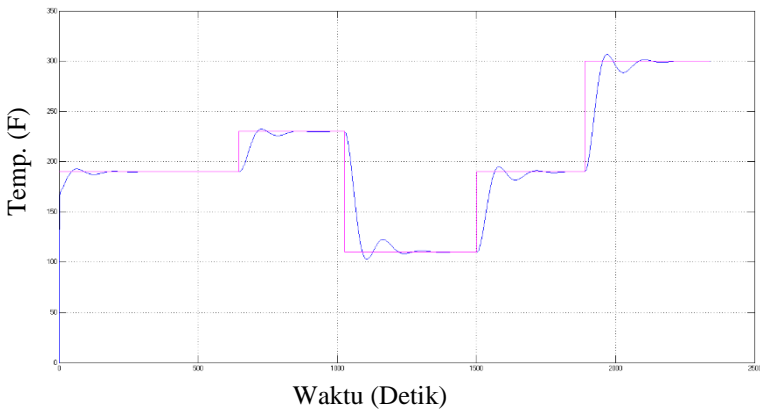


Gambar 4.20 Respon uji sistem dengan *tracking set point* pengendalian tekanan

Tabel 4.5 Hasil uji *tracking set point* sistem pengendalian *cascade level-temperatur*

Temperatur (°F)	<i>Settling Time</i> (Detik)	<i>Maksimum Overshoot</i> (%)	<i>Integral Absolut Error</i> (IAE)
190	300	1,42	42,3
230	327,5	1,304	68,7
110	380,85	11,3	163,8
190	320	2,5	26,7
300	319	2,2	78,1

Dari uji *tracking set point* pengendalian *cascade level-temperatur* didapatkan nilai performansi berupa *settling time*, *maximum overshoot* dan IAE. Dari ketiga parameter diatas, terlihat bahwa kontroler mampu mempertahankan nilai *set point* 190°F



Gambar 4.21 Respon uji sistem dengan tracking set point *cascade* Level-Temperatur

Pada Gambar 4.21, dapat terlihat bahwa saat set point pertama, penulis memberi 190 °F sistem kontrol, PI masih handal dalam mengejar set point dengan *time settling (ts)* 300 s , *maximum overshoot* (Mp) sebesar 1,42 %, dan IAE 42,3. Kemudian *set point* dinaikkan menjadi 230 °F terlihat bahwa sistem kontrol PI masih handal dalam mengejar set point dengan $ts = 327,5$ s, $Mp = 1,304$ % dan IAE 68,7, hal ini dikarenakan perubahan set point dekat dengan set point sebelumnya. Dan pada detik ke 1050, set point diturunkan dari 230 menjadi 110 °F terlihat sistem kontrol PI juga masih handal dalam mengejar set point dengan nilai $ts = 380,85$ detik, $Mp = 11,3$ % dan IAE = 163,8, setelah itu kontroler kembali dinaikkan ke set point 190 °F, dengan maksimum overshoot sebesar 2,5 % dan settling time 320 detik , selanjutnya dilakukan penambahan set point menjadi 300 °F, dan kontroler tetap dapat mengikuti set point dengan nilai maksimum overshoot sebesar 2,2% dan settling time sebesar 319 detik.

4.7 Simulasi pada Sistem Gabungan dengan mengubah-ubah Parameter Laju aliran massa *Steam*

Steam masukan merupakan media pemanas yang berfungsi meningkatkan temperatur *crude oil*, proses mengubah-ubah

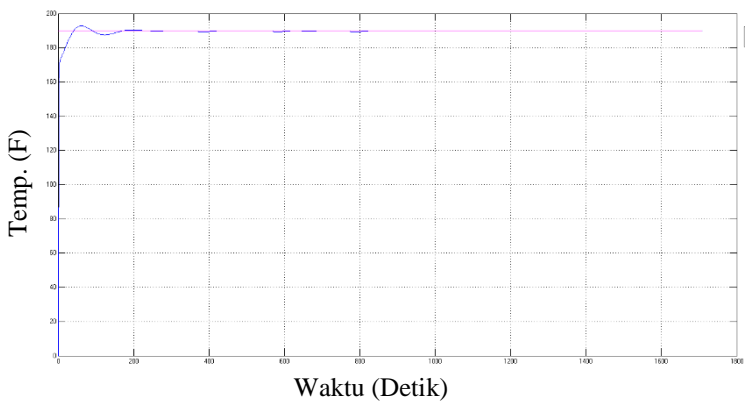
parameter laju aliran massa dimaksudkan untuk mendapatkan range *laju aliran heat exchanger* dan mendapatkan laju aliran minimal dimana *Heat Exchanger* masih optimal dalam melakukan pemanasan *crude oil*.

Dari simulasi dengan cara mengubah-ubah laju aliran massa *steam* inlet, didapatkan hasil sebagai berikut :

Tabel 4.6 Pengujian sistem dengan perubahan laju aliran massa *steam*

Laju aliran massa <i>Crude Oil</i> (lb/s)	Laju aliran massa <i>Steam</i> Inlet (lb/s)	Temperatur Keluaran <i>Crude Oil</i> (F)
552,27	78,65	190
552,27	58,9875	190
552,27	40,398	190
552,27	30,2985	190
552,27	10,995	190
552,27	5,57	190
552,27	0,957	190
552,27	0,2402	190

Dari pengujian diatas, didapatkan hasil bahwa antara rentang 0,2402 lb/s sampai 78,65 lb/s heat exchanger mampu memanaskan *crude oil* sesuai dengan set point yang diinginkan



Gambar 4.22 Respon sistem dengan melakukan perubahan input laju aliran massa steam

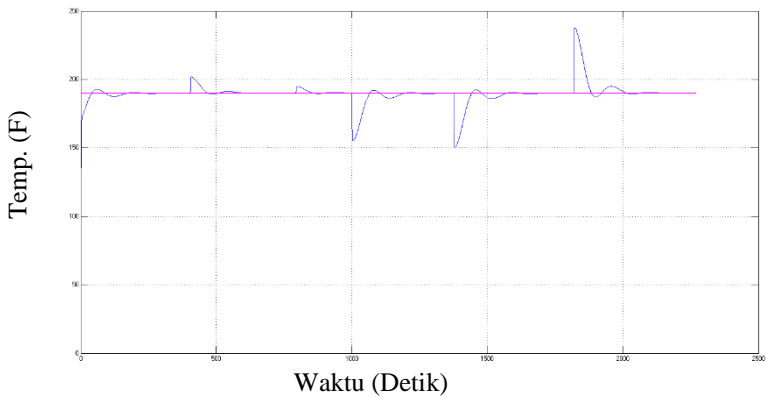
4.8 Simulasi pada Sistem Gabungan dengan mengubah-ubah Parameter Temperatur Masukan *Crude Oil*

Pada sistem pemanasan *crude oil* , temperatur masukan crude merupakan parameter yang tidak dikendalikan sehingga berperan menjadi *disturbance*, sehingga pada simulasi kali ini akan dilihat pengaruh *disturbance* terhadap pengendalian *cascade*.

Berikut ini hubungan antar temperatur masukan *crude oil* dengan temperatur keluaran *crude oil*, disajikan dalam tabel 4.4

Tabel 4.7 Pengaruh perubahan temperatur masukan *crude oil* terhadap ketercapaian temperatur keluaran *crude oil*

Temperatur Masukan <i>Crude oil</i> (F)	Temperatur Keluaran <i>Crude Oil</i> (F)
168	190
180	190
185	190
150	190
110	190
158	190



Gambar 4.23 Respon uji sistem terhadap perubahan temperatur masukan *crude oil*

Dari simulasi diatas diketahui bahwa meskipun temperatur *crude oil* diubah-ubah namun sistem tetap dapat mengejar *set point*, hal ini berarti bahwa sistem yang simulasikan dapat menjaga kestabilan temperatur keluaran *crude oil*.

Halaman ini memang dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari penelitian yang telah dilakukan maka dapat disimpulkan bahwa:

1. Sistem pengendalian pemanasan *crude oil* yang ada di *plant* tidak mampu melakukan pemanasan sesuai nilai yang diinginkan. Ketidaktercapaian temperatur keluaran disebabkan oleh energi yang dilepaskan *steam* kurang dari energi yang dibutuhkan *crude oil* untuk mencapai *set point*, sehingga *steam* berubah fase menjadi kondensat serta PCV yang ada tidak dapat membuat temperatur *crude oil* sesuai *set point*. Dalam penelitian ini telah dilakukan simulasi pengendalian umpan balik tekanan *steam* sehingga dengan kebutuhan *steam* untuk memanaskan *crude oil* dapat diimbangi oleh sistem pengendalian tersebut. Sistem pengendalian pada simulasi menggunakan tipe kontrol PI dengan nilai *settling time* sebesar 300 detik, IAE sebesar 406,5 dan *maximum overshoot* sebesar 0%.
2. Sistem pemanasan *crude oil* menggunakan pengendalian umpan balik tekanan *steam* dan *cascade level steam condensate drum* dengan temperatur *heat exchanger* didapatkan parameter kontrol yang sesuai untuk menjaga temperatur *crude oil* sesuai *set point*. Pada *loop* sekunder mode kontrol PI adalah yang paling baik dibandingkan P dan PID dengan nilai *settling time* sebesar 314.59, detik, IAE sebesar 132.1 dan *maximum overshoot* sebesar 28.38 %. Sedangkan untuk *loop* utama mode yang paling baik adalah mode PI dengan nilai *settling time* sebesar 284,94 detik, IAE 42,3 dan *maximum overshoot* sebesar 1,42%. Untuk pengujian dengan mengubah-ubah laju aliran massa

steam masukan dan perubahan temperatur keluaran *crude oil* didapatkan bahwa pengendalian umpan balik tekanan dan *cascade* level-temperatur mampu menjaga temperatur sesuai *set point* yang dikehendaki yang menandakan bahwa performansi kontroler telah optimal.

5.2 Saran

Saran yang diberikan peneliti untuk kelanjutan penelitian mengenai topik ini adalah dengan melakukan penelitian mengenai tingkat *fouling* pada *heat exchanger*, karena *fouling* dapat menghambat perpindahan panas antara *steam* dengan *crude oil* sehingga sangat mempengaruhi tercapai temperatur keluaran *crude oil* yang diinginkan.

DAFTAR PUSTAKA

ASME Section VIII Division I. 2007. *Rules for construction of Pressure Vessels*.

Coughanowr, Donald R., 1991. *Process Systems Analysis And Control*, Mc Graw Hill Company Inc.

Cengel, Y.A., 2004. *Heat Transfer a Practical Approach*", 2nd Edition in SI Units. Singapore: Mc Graw Hill Book.

Foust, Wenzel, Clump, Maus, Andersen, 1960. *Principles of Unit Operation*. Inc. Pennsylvania: John Wiley and Sons.

Gunterus, Frans. 1994. *Falsafah Dasar Sistem Pengendalian Proses*. PT. Elex Media Komputinda, Jakarta

H. Riyanto. 2010. *Penentuan Due Date yang Optimal dengan Pendekatan PERT*. STIKOM Surabaya

Incropera, F.P. and D.P. DeWitt, 1981. *Fundamentals of Heat Transfer*, New York: John Wiley & Sons,

K. Ogata, 2009. *Modern control engineering 5th edition*. Lugar: Upper Saddle River, New Jersey 07458," ed: Prentice Hall.

Kundnaney, Nikhil , Deepak dkk. 2015. *A Critical Review on Heat Exchanger used in Oil Refinery*. Asian International Conference on Science, Engineering & Technology (AAICSET). Akshar Publication.

Manish Baweja, Dr. D. Bartaria. 2013. *A Review on performance Analysis of Air Cooled Condenser under Various Atmospheric Conditions*. International Journal of Modern Engineering Research, Volume-3, Issue-1.

Moran, M.J ., H.N. Shyer. 1998. *Fundamental of Engineering Thermodynamic*. John Wiley & Son,

Ogata, Katsuhiko. 2002. *Teknik Kontrol Automatik*, Penerbit Airlangga, Prentice Hall Inc.

R.K. Shah. 2003. *Fundamental of Heat Exchanger Design* 2nd edition, Chapter 1-5. Wiley, Hoboken.

S. Skogestad, 2001. *Probably the best simple PID tuning rules in the world*. AIChE Annual Meeting, Reno, Nevada

Santoso, Fendy. 2003. *Perbandingan Kinerja Sistem Kontrol Berumpan Balik (Feedback) dengan Sistem Kontrol Berumpan Maju (Feedforward) pada Jaringan Penukar Panas (Heat Exchanger)*. Jurnal Teknik Mesin Vol.5, No. 1, April 2003, 36-42.

Satriyo, B. 2010. *Process Description and Operating Philosophy OTP Produced*, CP-4010-GS-EF-001-002.

Simanjuntak, Marthin. 2010. *Evaluation Heat Exchanger and Steam Condensate Drum at CGS-10*. Oil and Gas Company.

Stephanopoulos, George. 1984. *Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice*. Englewood Cliff's. New Jersey : Prentice Hall.

LAMPIRAN A

SPESIFIKASI *PLANT* DAN INSTRUMEN

Data Spesikasi Heat Exchanger

Size	= 37" x 240"
Type	= AES (Horizontal) Class R
Jumlah Shell	= 7
Tube Side	= Crude Oil
Shell Side	= Steam
No. Passes	= Shell-One
	= Tube –Two

Tube :

Diameter Luar	= 0,292 ft
Diameter Dalam	= 0,0165 ft
Panjang	= 19,665 ft
Massa Jenis Crude Oil	= 50,058 lb/ft ³
Jumlah Tube	= 747x2 = 1494
Volume :	$3,14 \times 0,0165^2 \times 0,25 \times 19,665 \times 1494 = 6,2789 \text{ ft}^3$

Shell :

Material :

Diameter	= 3,574 ft
Diameter Dalam	= 3,083 ft

Panjang = 18,899 ft

Massa Jenis Steam = 0,081902 lb/ft³

Besaran	Satuan	Shell Side	Tube Side
Tekanan Desain	Psig	300	360
Temperatur Desain	⁰ F	350	350
Hydrostatic Test Press.	Psig	566,15	581,73
Pneumatic Test Press.	Psig	NO	NO
P.W.H.T	-	NO	NO
Radiography	-	SPOT	SPOT
Joint Efficiency	-	0,85	0,85
Corr Allowance	Inch	0,125	0
Jumlah Pass	-	1	2
Insulation THK	Inch	N/A	N/A
Painting	-	SPEC. EMS-S-4743	SPEC. EMS-S-4743
MAWP (Cold & New)	Psig	377,43	387,82
MAWP (Hot & Corr)	Psig	308,11	372,77

Data Desain Steam Condensate Drum

Besaran	Satuan	Nilai
Tekanan Desain	Psig	70
Temperatur Desain	⁰ F	350
Diameter	ft	4
Tinggi	ft	8,417

Level Control Valve

PT. Control System (PTCS)

Tipe Fluida : Liquid

Service & Sizing

Variabel	Satuan	Normal	Maksimum
Spesific Gravity (SG)	-	0,995	0,995
Inlet Pressure (P1)	psig	50	70
Pressure Change (dP)	psi	30	50
Temperature (T1)	⁰ F	298	316
Mass Flow Rate Liquid (wl)	lb/h	175200	262800
Pressure Recovery Factor (FI)	-	0,820	0,820
Cavitation Coefficient (Kc)		1	1
Dynamic Viscosity (Mu)	cP	0,253	0,253
Vapor Pressure (Pv)	psia	20,780	20,780
Critical Pressure (Pc)	psia	3028	3028
Atmospheric Pressure	psi	14,690	14,690
Pipe Size Up	in	6	6
Pipe Size Down	in	6	6
Nominal Valve Diameter (dV)	in	4	4
Sizing Coefficient (Cv)	-	64,388	80,265
% Open	-	54,90	60,120

Kecepatan Output

Variabel	Satuan	Normal	Maksimum
V1 Pipe	ft/s	3,908	5,861
V2	ft/s	3,908	5,861

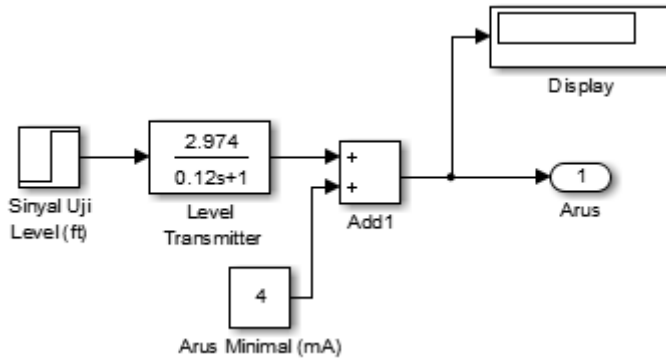
Service Description :

Variabel		Ket.
Body Style : Globe	Design Temp.	316 °F
	Design Press.	70 psig
	Material	WCC Steel
	Flow Direction	Down
Valve Plug	Characteristic	Equal Percent
	Steam Size	½ Inch
Actuator : Spring & Diafragma	Supply	Air
	To Actuator	9 -30 psi
	Fails Valve	Close
Positioner Type	Input Signal	4-20 mA dc
	Gauges	0-60 psig
	Action	Direct

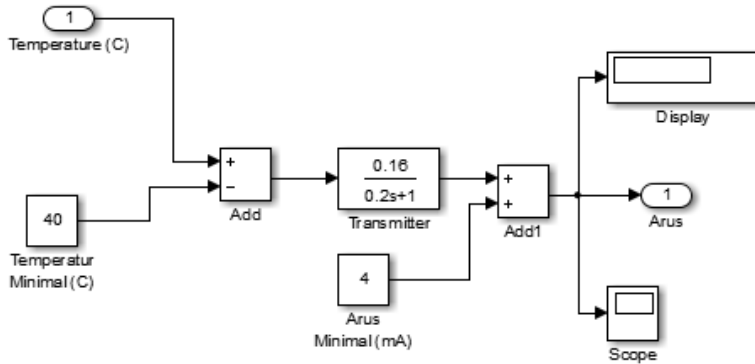
LAMPIRAN B

Simulasi *Simulink* MATLAB

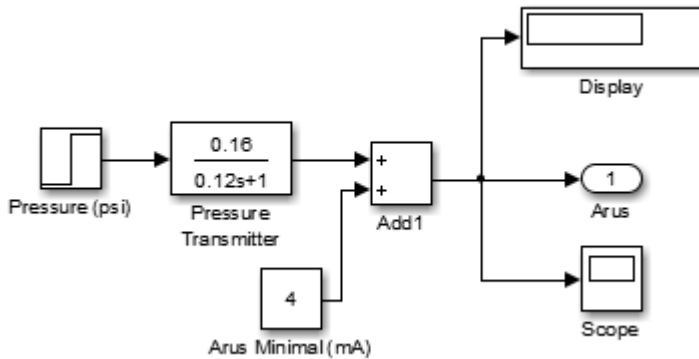
- Simulasi Pengujian *Level Transmitter*



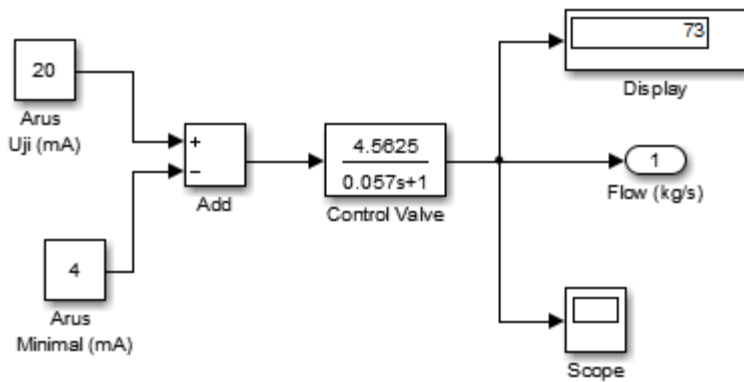
- Simulasi Pengujian *Temperature Transmitter*



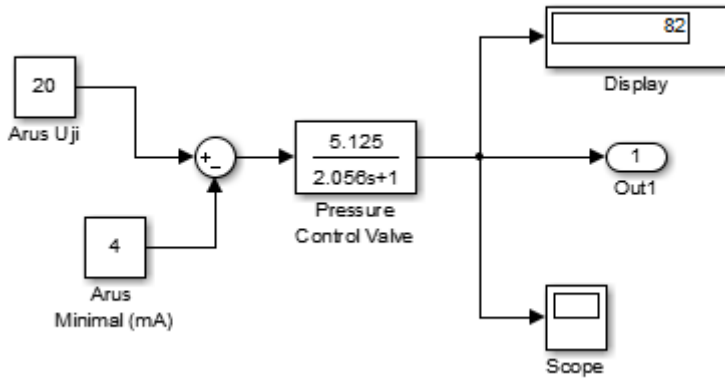
- Simulasi Pengujian *Pressure Transmitter*



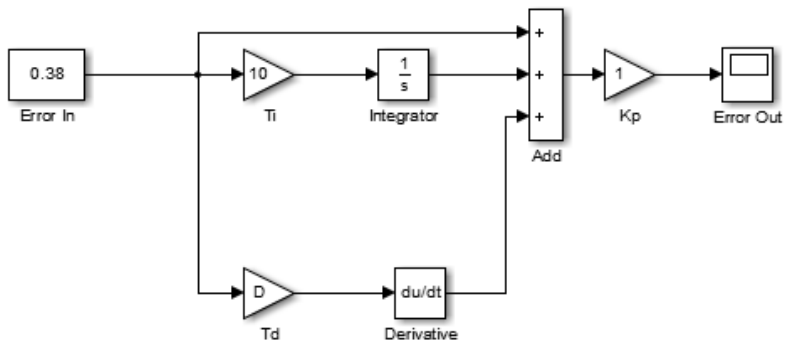
- Simulasi Pengujian Level Control Valve



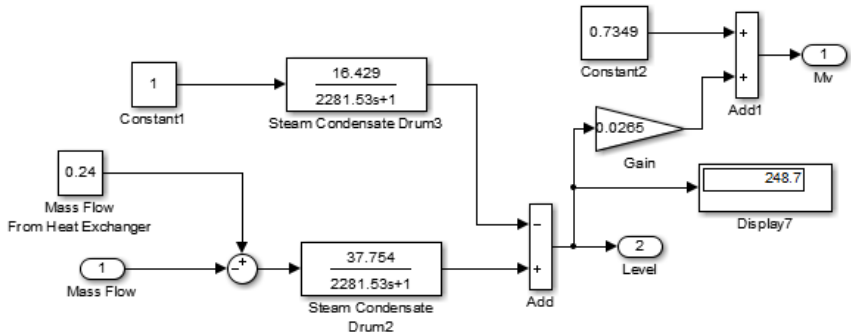
- Simulasi Pengujian *Pressure Control Valve*



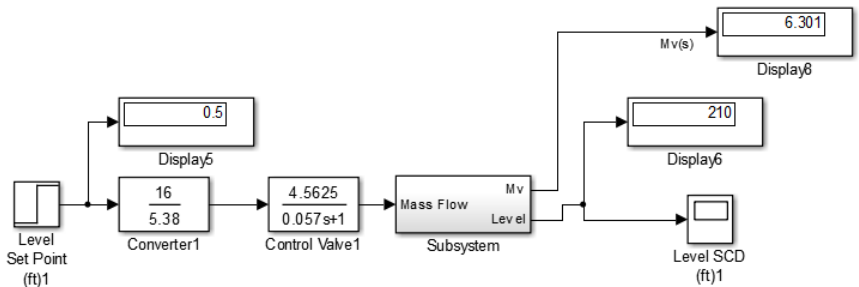
- Kontroler PID



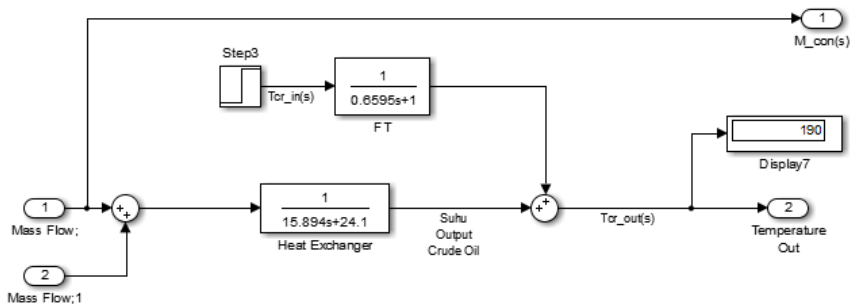
- Pemodelan *Steam Condensate Drum*



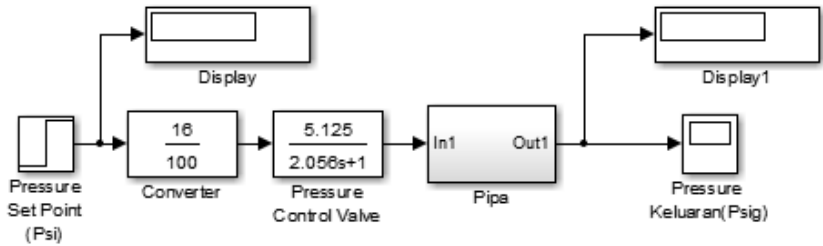
- Simulasi *Open Loop Steam Condensate Drum*



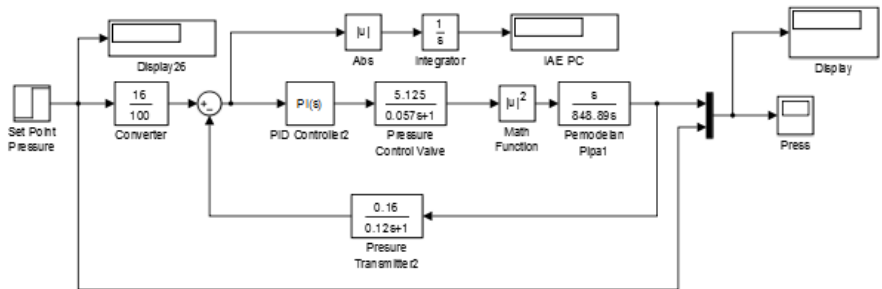
- Pemodelan *Heat Exchanger*



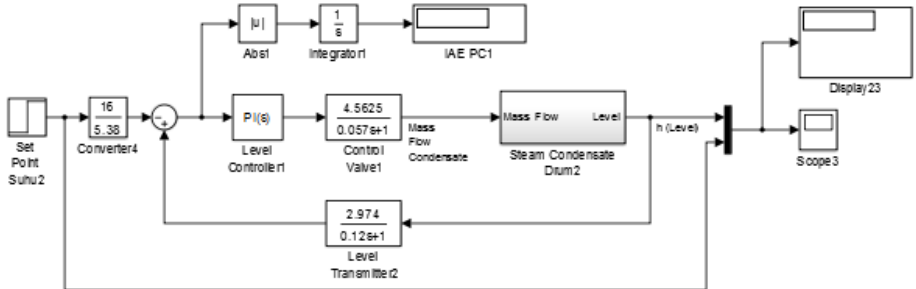
- Uji Open Loop Sistem Pengendalian Tekanan *Steam*



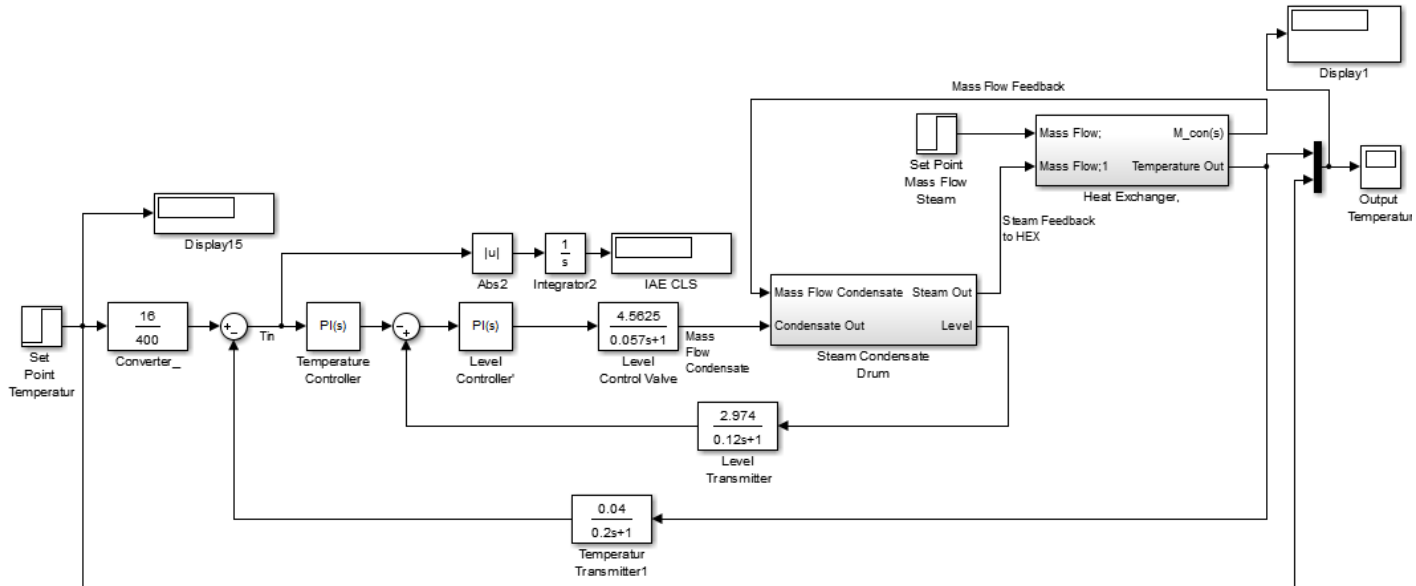
- Simulasi Sistem Pengendalian Tekanan *Steam*



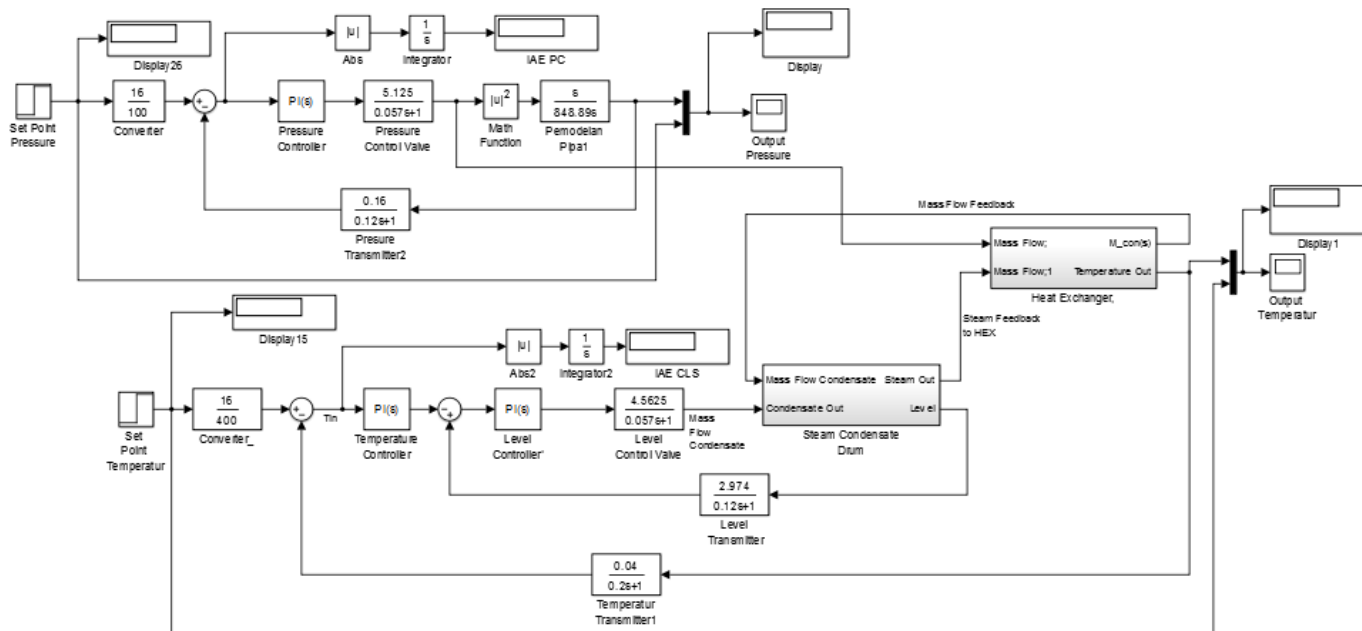
- Penalaan *Loop Sekunder* Sistem Pengendalian Level *Steam Condensate Drum*



- Simulasi Sistem Pengendalian *Cascade* level-temperatur



- Sistem pengendalian gabungan pada pemanasan *crude oil*



LAMPIRAN C

Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
	lb/s	lb/s	Psi	Psi	Psi	F	F
1/1/2015	0.00508782	19.89024832	33.76450348	571.1800537	26.71271515	166.5920258	178.830338
2/1/2015	0.003406443	19.59705442	33.4642868	570.7352905	27.70233154	168.8603363	176.410812
3/1/2015	0.004170681	20.37878282	35.47463226	570.8242188	28.35613441	168.5133972	176.375198
4/1/2015	0.002991549	20.08270685	34.62512589	571.4468994	28.23827362	168.0330811	176.268478
5/1/2015	0.003493765	20.39685297	35.67255783	571.8382568	28.95435143	167.9263153	176.85556
6/1/2015	0.004279862	20.17369806	34.05138397	571.0021973	28.62966156	166.8143768	178.901489
7/1/2015	0.003493765	19.68932655	34.36270905	570.3972778	27.74902534	169.6698151	177.718399
8/1/2015	0.003755817	20.54905395	35.8549118	571.34021	27.84687233	166.5119629	177.496048
9/1/2015	0.004825768	20.7863905	34.87864685	572.0162354	27.05296326	167.3480988	177.851868
10/1/2015	0.001725037	20.87061112	33.70890808	572.0695801	27.51997757	167.4548645	177.166885
11/1/2015	0.001441184	20.45335078	34.57175446	572.3364868	27.24420929	167.2413788	176.686569
12/1/2015	0.002620228	19.99912669	34.26041412	572.8701782	27.61114883	167.6060638	175.485703
13/01/2015	0.000393064	20.19217993	34.80081558	572.5143433	28.43841362	167.9885864	176.606506

Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
14/01/2015	0.004148939	20.6385355	33.23522949	573.0836792	28.59408951	168.3710632	176.464172
15/01/2015	0.002380124	20.08321007	34.34715271	573.1904297	28.96101379	168.1130829	177.202469
16/01/2015	0.00410519	19.44805575	35.01429749	573.2971191	28.04924202	168.7980652	178.403381
17/01/2015	0.004170681	20.24309658	34.47835541	573.3505249	27.85131836	168.6824341	177.638336
18/01/2015	0.002423814	21.05922689	33.86235046	573.4750977	27.39099312	168.2643433	176.94455
19/01/2015	0.003188081	20.61387776	34.80081558	573.8842163	28.24271965	168.6912994	177.415985
20/01/2015	0.003908658	20.57792044	34.1736908	573.5640259	28.19824219	168.3444061	177.869659
21/01/2015	0.003406443	21.11732585	33.92684555	573.5996094	27.45548439	167.8551636	177.042389
22/01/2015	0.005306182	20.62202076	34.97649384	573.5640259	27.69565582	167.8284607	176.179504
23/01/2015	0.002795017	19.93018564	34.58509445	573.5817871	27.38208771	166.9122162	175.094269
24/01/2015	0.001441184	20.48276624	35.58581924	574.3823853	28.02922821	166.3963318	175.032043
25/01/2015	0.000436724	20.51021457	33.12404251	574.6848145	28.09150314	165.3288879	175.601334
26/01/2015	0.001506704	20.68451145	34.55397034	574.7203979	29.11224365	165.978241	175.859314
27/01/2015	0.002358293	20.53336266	34.50281525	575.2541504	27.96473503	165.2398987	175.120972
28/01/2015	0.003843138	20.94339494	34.38272476	575.663269	28.30276489	164.5905457	176.046082

Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
29/01/2015	0.004017839	21.11384906	34.76967621	575.7522583	28.19379616	165.444519	178.376678
30/01/2015	0.001965259	20.66259854	33.07511902	576.5172729	26.9951458	165.9871063	178.08313
31/01/2015	0.003777647	21.04961997	34.92312622	575.9657593	29.03218269	166.6987457	176.490875
1/2/2015	0.003515624	20.52512816	34.46056747	575.9657593	27.58668709	166.8677826	177.193588
2/2/2015	0.002358293	20.57421492	33.64441299	577.1577148	27.72011757	167.5704956	175.56572
3/2/2015	0.00310073	20.43935213	35.22555923	576.5172729	27.90691757	167.3392334	176.882263
4/2/2015	0.000895279	20.65079576	32.79936218	577.0865479	26.57483864	166.5297546	177.451569
5/2/2015	0.00100446	21.48641437	34.53172302	577.1399536	27.99142647	167.3480988	175.912659
6/2/2015	0.001332003	20.91677006	34.74743271	577.4423828	27.86244202	167.7928925	176.58873
7/2/2015	0.000480385	19.98476206	34.48503113	577.4602051	27.84687233	168.282135	176.766632
8/2/2015	0.000349374	20.41904037	33.3241806	577.4067993	28.17378044	169.2783813	175.912659
9/2/2015	0.000720577	19.47312522	34.77412415	577.1577148	28.44508934	169.46521	176.081665
10/2/2015	0.000698747	20.56410479	32.66370392	577.2822266	28.22937965	169.6075439	175.885956
11/2/2015	0.001899739	20.80153283	34.73187637	577.3533936	28.83870697	169.4296417	177.060181
12/2/2015	0.00305704	20.58080252	34.85418701	576.4638672	28.80090523	169.1894531	177.558273

Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
13/02/2015	0.004629236	21.39743604	35.19220352	576.3571777	28.60075188	169.5808411	179.951141
14/02/2015	0.0030789	20.71758669	34.5406189	576.6774292	27.7957325	169.5007782	179.26622
15/02/2015	0.003384584	19.93274748	36.12843704	577.0153809	28.46510315	169.6431122	179.168365
16/02/2015	0.004716587	19.97231882	34.44944763	576.6596069	27.62448883	169.5452728	179.195023
17/02/2015	0.003624776	20.19657167	34.21817017	577.1221313	27.88022804	169.0026245	178.118713
18/02/2015	0.002729497	20.42576521	34.33380127	576.6418457	27.31093216	168.6112366	176.677658
19/02/2015	0.001877908	20.27040767	34.94091034	576.9263916	27.42656517	168.1664886	177.166885
20/02/2015	0.002401983	20.33006204	35.29449844	576.9442749	27.83798027	167.2947388	176.464172
21/02/2015	0.001856078	20.16056861	34.74521637	577.4423828	28.18712044	167.0367737	175.503494
22/02/2015	0.001244652	19.93938083	34.64069366	577.3890381	28.47176743	167.2236023	174.347061
23/02/2015	0.001200992	20.3749858	33.26858139	577.7270508	28.44953537	166.8855591	175.476791
24/02/2015	0.004192541	18.70521248	33.18185806	576.9798584	28.34056664	166.6631775	175.325592
25/02/2015	0.002336463	19.22577003	33.4553833	577.1755371	27.18639374	166.1294403	175.619125
26/02/2015	0.001987089	19.46534819	32.74821091	577.0687866	28.12041092	165.7291412	174.889709
27/02/2015	0.003581115	19.34599371	33.40645981	576.7130127	28.12485695	166.1383667	174.213654

Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
28/02/2015	0.002991549	19.64174945	33.28859711	576.8731079	27.88245773	165.7558441	174.347061
1/3/2015	0.002816848	19.44755253	33.39756775	576.9798584	28.04479599	166.1739349	174.791855
2/3/2015	0.004607406	19.04461106	33.68889236	577.3356323	28.18490219	165.693573	177.62056
3/3/2015	0.004847598	19.00805904	33.62218094	576.9086914	27.10856247	164.99086	176.562027
4/3/2015	0.004258032	19.07947044	36.06394577	577.1221313	28.53181458	164.7239685	176.535324
5/3/2015	0.002336463	18.869079	34.20481873	577.887146	27.6889801	165.3021851	174.169159
6/3/2015	0.003974179	19.23350131	35.61695862	577.744873	28.67192078	165.0975647	173.421951
7/3/2015	0.003297262	18.96784724	33.11959457	578.0117188	27.47994614	163.6743469	173.244049
8/3/2015	0.0030789	19.34933326	33.72447586	578.0828247	27.48216438	163.6832275	173.857834
9/3/2015	0.002554825	19.07613089	33.70668793	578.0473022	27.10411453	162.9360199	172.781509
10/3/2015	0.001200992	19.28336577	35.20109558	578.171814	28.02478027	162.9182281	173.270752
11/3/2015	0.00203075	19.54343869	35.28560257	578.3319702	28.43619537	163.6209412	174.01796
12/3/2015	0.002729497	19.38885885	35.25669479	577.9049683	28.29387283	164.3859406	174.996429
13/03/2015	0.00301338	20.48541958	34.41386414	577.531311	28.04257965	164.6616974	174.996429
14/03/2015	0.002292802	19.29416212	35.19887924	577.9049683	28.48733711	165.355545	174.622818

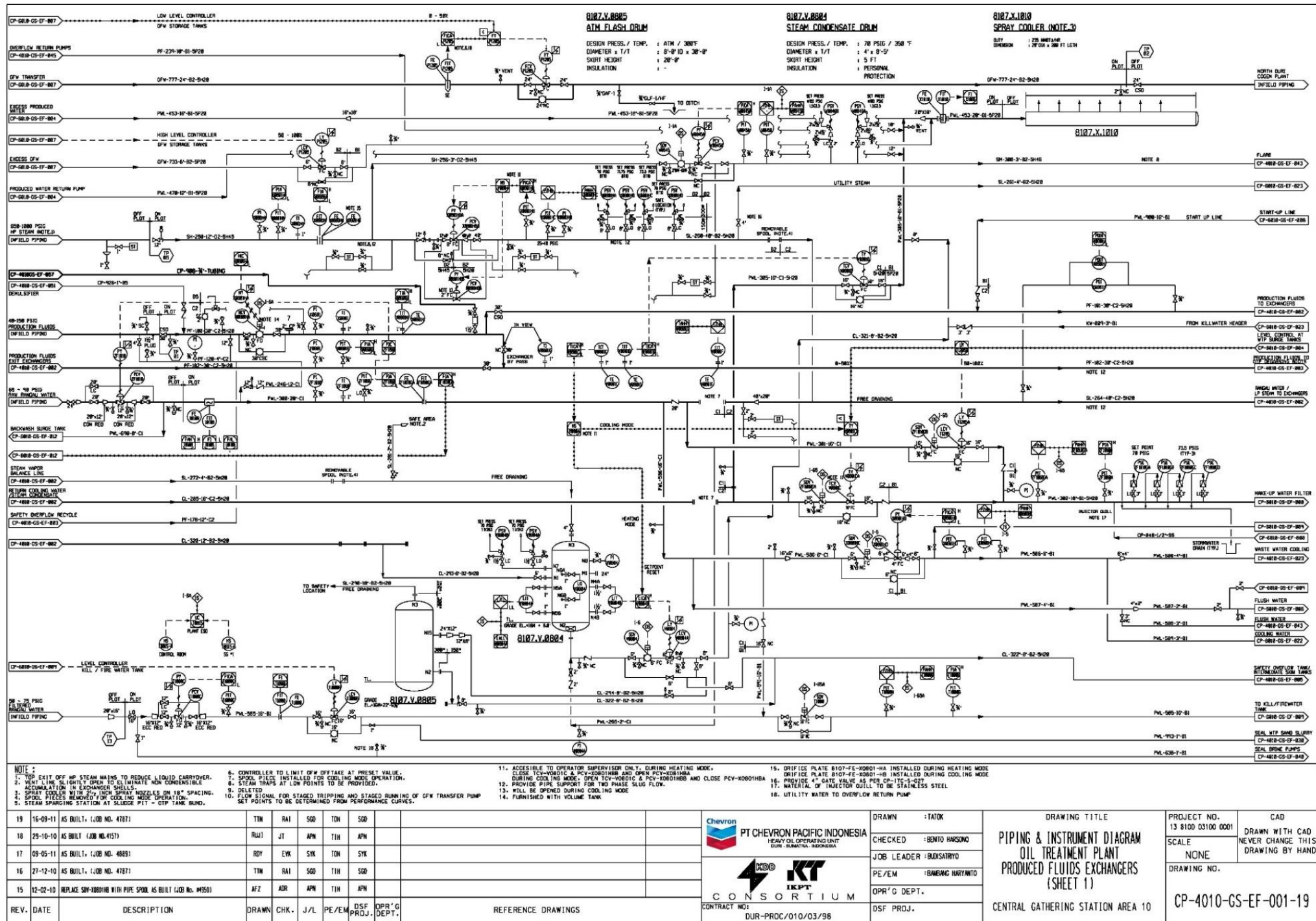
Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
15/03/2015	0.002249112	18.97704243	34.17590714	578.5454102	27.87356377	165.7558441	175.699188
16/03/2015	0.002707667	18.72223044	34.03803253	578.0473022	28.42507362	166.0760803	176.259567
17/03/2015	0.004127021	19.07507871	34.71408081	577.5668945	27.92693329	165.6490784	177.415985
18/03/2015	0.002991549	19.37970941	34.99428177	577.7270508	27.41100693	166.5920258	177.940796
19/03/2015	0.003362753	18.93243889	35.43015671	576.8197021	27.98475075	167.0990448	177.166885
20/03/2015	0.003450104	19.87803381	35.59472656	577.4957886	28.43174934	167.5082245	177.140228
21/03/2015	0.002489305	19.86206804	35.04098511	577.4246216	27.88245773	167.5527039	176.250702
22/03/2015	0.002249112	19.59705442	33.56435394	577.0865479	28.01365852	167.2680359	175.56572
23/03/2015	0.001637716	19.76092094	33.9023819	577.5134888	27.25533295	166.5831146	174.978638
24/03/2015	0.002161762	19.95992133	34.60955811	577.0332031	28.10484123	165.7647552	175.87709
25/03/2015	0.002205452	20.12561774	34.4227562	577.3890381	28.5718441	165.889267	175.450089
26/03/2015	0.002161762	20.62810514	33.67332077	577.2289429	27.82241058	165.9070435	175.245529
27/03/2015	0.002860538	21.42223103	33.97576904	577.0865479	28.54516602	166.4585571	175.743622
28/03/2015	0.003952319	20.3166581	33.53544617	576.7662964	28.5718441	166.9656219	175.859314
29/03/2015	0.00301338	19.89386235	33.62884521	576.3393555	27.72233582	167.4548645	174.996429

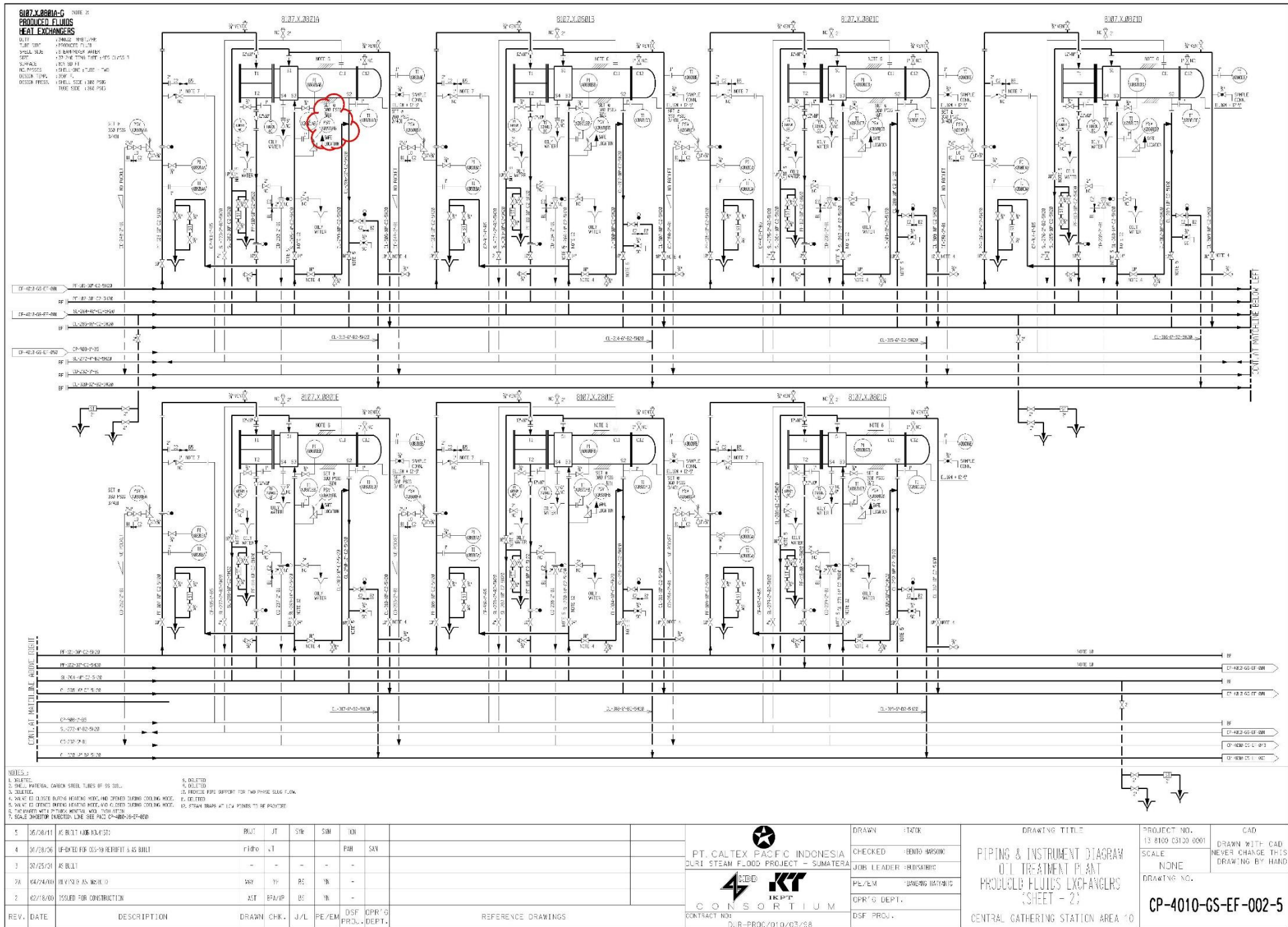
Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
30/03/2015	0.004410903	20.41661577	34.06027603	576.5350342	27.76459503	167.3392334	174.907501
31/03/2015	0.004585575	19.44654609	35.65254211	575.8945313	28.29608917	166.8410797	175.850388
1/4/2015	0.003996009	20.30073807	34.34715271	575.8768311	27.94916534	166.200592	174.222565
2/4/2015	0.003362753	20.68007397	35.64365005	575.4498291	27.81351852	166.4674683	175.192123
3/4/2015	0.003668466	20.54521119	34.24929428	575.3787231	28.43619537	166.1650238	175.005341
4/4/2015	0.004782107	14.92507441	35.48575592	575.0228882	27.94694901	166.0226746	175.378937
5/4/2015	0.003733957	16.52096599	34.72741699	574.8093872	27.84687233	165.8092041	176.108368
6/4/2015	0.002947859	20.19332361	34.97426605	574.6670532	28.32499695	166.4229889	175.98381
7/4/2015	0.002664006	20.41213254	33.55324173	574.6848145	27.79350281	166.7254486	176.846649
8/4/2015	0.002707667	20.67211396	34.64958572	575.1473389	28.10484123	166.7076569	176.659866
9/4/2015	0.00301338	20.839686	34.92978668	574.8804932	28.72084427	166.8410797	176.028305
10/4/2015	0.003340923	20.97738512	34.94313812	574.8449097	28.46065712	166.5119629	176.882263
11/4/2015	0.00410519	21.02395578	32.55696106	574.1867065	27.02628326	165.6579895	177.673965
12/4/2015	0.00200892	20.26898951	34.33158493	574.862793	28.40061188	165.2221222	173.724411
13/04/2015	0.004127021	20.27923688	35.39457321	574.3823853	28.45842743	165.3110962	176.295135

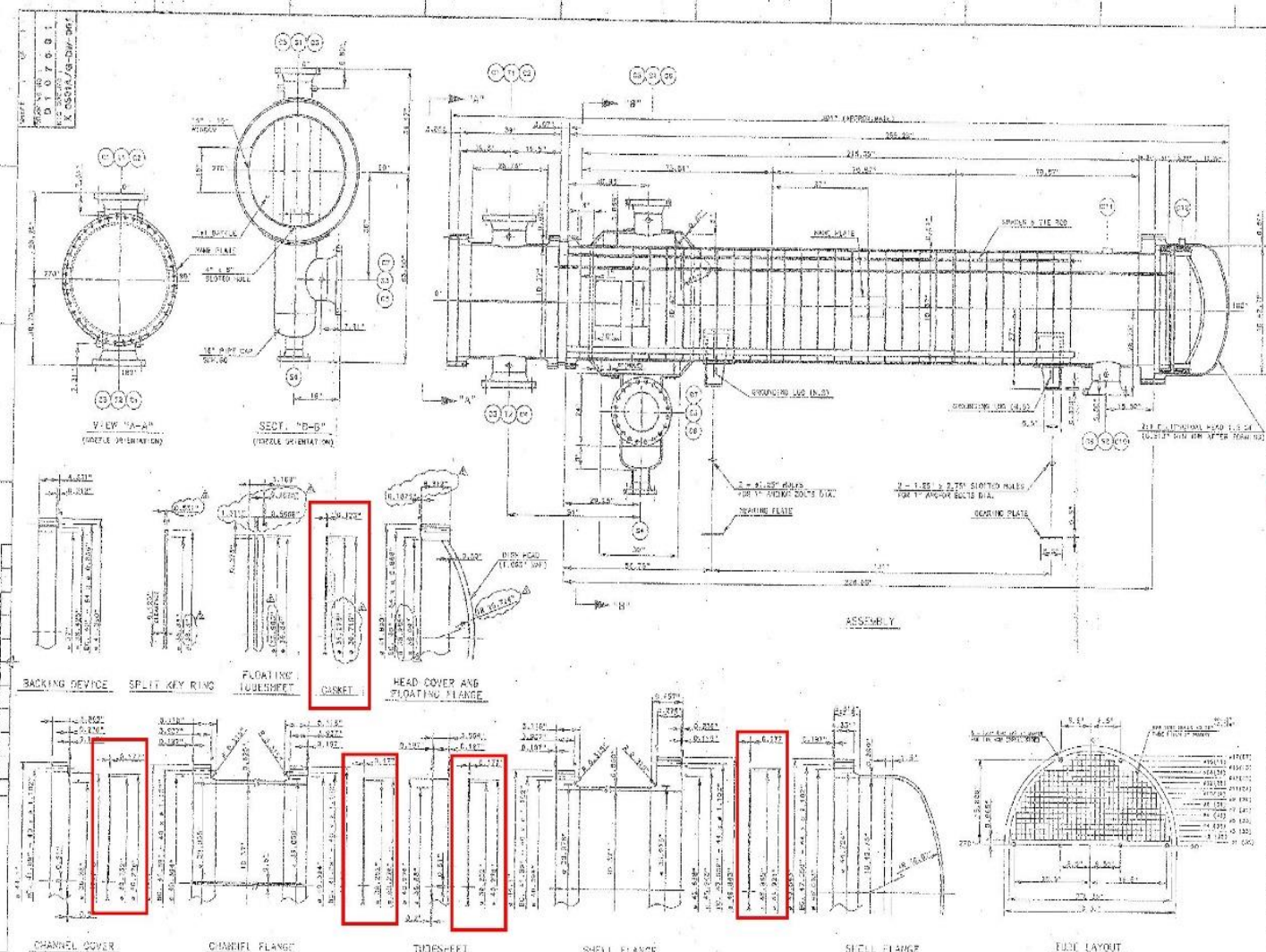
Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
14/04/2015	0.004738417	18.66422298	33.75782776	573.9732056	27.61114883	165.1420593	173.92897
15/04/2015	0.002205452	17.13571705	35.16552353	575.0406494	27.7957325	165.0619965	172.745895
16/04/2015	0.002227282	17.34555952	34.88531113	574.7738037	28.41617966	164.7417603	173.226257
17/04/2015	0.002576655	17.50178626	33.53989029	574.5958252	28.46287537	164.4660034	172.212219
18/04/2015	0.003253572	17.80239121	33.77339935	574.9694824	28.60964584	163.5320129	172.594696
19/04/2015	0.005218831	16.91699962	34.14699936	574.7382202	28.62744331	163.3185425	173.653229
20/04/2015	0.006026759	17.42419898	33.31528854	573.9910278	27.56444168	163.5320129	172.825958
21/04/2015	0.004672926	17.76753183	33.96242905	574.43573	27.32205391	163.8166504	173.03949
22/04/2015	0.002947859	18.7557174	33.89126205	574.8983154	26.94177628	164.039032	171.66066
23/04/2015	0.002489305	18.79098851	35.61473083	574.7559814	27.4665947	164.2525177	173.493149
24/04/2015	0.000633256	19.13354365	34.29822922	575.3253174	27.26422501	164.4037781	175.10318
25/04/2015	0.001113641	19.50642919	35.98166656	574.9338989	28.85649109	164.7151031	176.161713
26/04/2015	0.002380124	19.58040244	33.02619553	574.6136475	28.58296585	165.2843933	176.455261
27/04/2015	0.002729497	18.90471608	33.94241333	575.0228882	27.55333138	166.0760803	176.384109
28/04/2015	0.002926029	18.70072925	34.94758606	574.3468018	27.25088501	165.7736359	175.530151

Tanggal Pengambilan Data	Flow Steam	Flow Production Fluid	Pressure in (Crude Oil)	Pressure in (Steam)	Pressure in HEX (Out PCV/Manual)	Temp. In (Crude Oil)	Temp. Out Crude Oil
29/04/2015	0.002576655	20.86484697	34.50504684	574.008728	27.35985565	165.2488251	175.227737
30/04/2015	0.001397523	19.59806086	35.31895828	575.0940552	27.95139503	165.0353394	172.728104
1/5/2015	0.002292802	19.26849793	33.77339935	574.0977173	27.83798027	164.0034637	174.062439
2/5/2015	0.002249112	19.29539729	34.32269287	574.5958252	28.46510315	164.2169495	171.482803
3/5/2015	0.002139931	19.73219169	34.42053986	574.6670532	27.74234962	162.9893799	171.81192
4/5/2015	0.002423814	19.96106501	34.2915535	574.6136475	28.32278061	163.0427856	172.443481

LAMPIRAN D







REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHKD	APP'D	QTY
1		ORIGINAL				
2		CHANGED AS SHOWN				
3		CHANGED AS SHOWN				
4		CHANGED AS SHOWN				
5		CHANGED AS SHOWN				
6		CHANGED AS SHOWN				

- NOTES:**
1. FABRICATED FROM CARBON STEEL, UNPAINTED, EXCEPT FOR TUBESHEET AND TUBES WHICH ARE TO BE GALVANNEAL.
 2. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 3. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 4. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 5. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 6. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 7. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 8. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 9. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 10. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 11. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 12. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 13. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.
 14. ALL DIMENSIONS ARE TO CENTER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.

ITEM	DESCRIPTION	QTY	UNIT
1	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
2	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
3	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
4	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
5	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
6	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
7	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
8	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
9	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
10	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT

ITEM	DESCRIPTION	QTY	UNIT
1	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
2	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
3	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
4	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
5	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
6	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
7	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
8	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
9	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT
10	FLUOROPOLYMER LINING	1	FT

AS BUILT DRAWING

ITEM NO.	QTY	DESCRIPTION	UNIT
1	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
2	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
3	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
4	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
5	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
6	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
7	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
8	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
9	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
10	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT

ITEM NO.	QTY	DESCRIPTION	UNIT
1	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
2	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
3	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
4	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
5	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
6	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
7	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
8	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
9	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
10	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT

ITEM NO.	QTY	DESCRIPTION	UNIT
1	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
2	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
3	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
4	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
5	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
6	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
7	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
8	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
9	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
10	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT

ITEM NO.	QTY	DESCRIPTION	UNIT
1	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
2	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
3	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
4	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
5	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
6	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
7	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
8	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
9	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT
10	1	FLUOROPOLYMER LINING	FT

BIODATA PENULIS



Penulis lahir pada tanggal 05 Nopember 1993 di Banyuwangi, Jawa Timur. Penulis merupakan anak pertama dari Imam Syafii dan Komsatun dan mulai mengenyam pendidikan di MI/NU 1 Sidorejo. Lulus dari pendidikan Sekolah Dasar pada tahun 2005, penulis melanjutkan pendidikan ke SMPN 1 Purwoharjo dan lulus pada tahun 2008. Pada tahun tersebut juga, penulis melanjutkan pendidikan ke SMAN 1 Genteng Banyuwangi. Lulus dari pendidikan SMA, penulis melanjutkan pendidikannya ke jurusan Teknik Fisika ITS pada tahun 2011. Bidang minat yang diambil penulis ketika menempuh perkuliahan adalah bidang minat Rekayasa Instrumentasi dan Rekayasa Fotonika. Selama kuliah, penulis aktif berorganisasi di Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika (HMTF) FTI-ITS. Pada tahun 2011-2012 penulis diamanahi sebagai staff Hubungan Luar.. Selain berkecimpung dalam Himpunan Mahasiswa Jurusan, penulis juga aktif di organisasi luar kampus yaitu di organisasi Nusantara Young Leader. Selama menduduki bangku perkuliahan pada semester 4 hingga 8, penulis menjadi asisten Laboratorium Rekayasa Fotonika Jurusan Teknik Fisika ITS serta diamanahi menjadi Kepala Departemen Maintenance Laboratorium Rekayasa Fotonika Teknik Fisika ITS. Penulis dapat dihubungi melalui alamat email afthon.isyfi@gmail.com